9

# Comptes Rendus
# *Proceedings*

9e Symposium sur le traitement des eaux usées
*9th Symposium on wastewater treatment*

AQTE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement

Environnement Canada

Environment Canada

PROCEEDINGS

**9th Symposium on Wastewater Treatment**

**November 11-12, 1986**
**Hôtel Méridien**
**Montréal**

COMPTES RENDUS

**9e Symposium sur le traitement des eaux usées au Canada**

**11 et 12 novembre 1986**
**Hôtel Méridien**
**Montréal**

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke Est
Edifice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)
H1T 3X3

Association québécoise des
techniques de l'eau
6290, rue Périnault
Bureau 2
Montréal (Québec)
H4K 1K5

Sociéte québécoise d'assainissement
des eaux
1055 boul. Dorchester est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

Environment Canada
Conservation and Protection
Ottawa, Ontario
KIA OE7

Environnement Canada
Conservation et Protection
Ottawa (Ontario)
K1A OE7

## NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views here presented are totally those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

## AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitue ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

© Minister of Supply and Services Canada
Cat. No. En 44-14/1986
ISBN 0-662-54763-2

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1986
N° de cat. En 44-14/1986
ISBN 0-662-54763-2

## PREFACE

The organizing committee of the 9th Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support over the last nine years, and it has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada.

In addition, the degree of excellence in Technology transfer that the symposium has provided has gained international recognition.

The symposium is intended for scientists, engineers, technicians, plant operators and specialists working in research and the design and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

Guest speakers from a variety of specialties and countries will share their most recent experiences and improvements in the wastewater treatment field.

Michel Cloutier
Ronald Zaloum
Lisette Provencher
Kamal Karasivan

## PRÉFACE

Le comité d'organisation du 9ième Symposium sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre support constant durant les neuf dernières années et qui a permis d'identifier le symposium comme étant la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada.

De plus, le symposium a acquis une excellente réputation internationale grâce au degré supérieur d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le symposium s'addresse aux chercheurs, ingénieurs, opérateurs, technologues et donc aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception de l'opération et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. Le principal objectif du symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et/ou industrielles.

Des spécialistes de plusieurs pays communiqueront le fruit de leurs expériences, de leurs connaissances et de leurs recherches dans le domaine du traitement des eaux usées.

Thérèse Drapeau
Denis Lapointe
Serge Rouleau
André Poirier

CONTENTS/MATIERES

SESSION I

PAGE

INDUSTRIAL WASTEWATER AND SLUDGE TREATMENT STRATEGIES/
TRAITEMENT DES EAUX INDUSTRIELLES ET DES BOUES

CHEMICAL TREATMENT OF FOOD INDUSTRY EFFLUENTS 1
Mr. Bjorn Rusten, Bjornar Eikebrokk, Goril Thorvaldsen
Aquateam
Norwegian Water Technology Centre
Oslo, Norway

LA MÉTHANISATION EN LIT FLUIDISÉ D'EAUX RÉSIDUAIRES INDUSTRIELLES 19
M. Gérard Faup, J.M. Audic, F. Ehlinger, R. Nicol
Laboratoire central Lyonnaise des Eaux, Degrémont
Le Pecq, France

TOXICITY REDUCTION STRATEGIES FOR INDUSTRIAL EFFLUENTS 29
Mr. Norbert Schmitdke, W. Wesley Eckenfelder
Schmitdke & Associates
Kitchener, Ontario

OIL FROM SLUDGE: A TECHNOLOGY UPDATE 31
Mr. Trevor R. Bridle, H.W. Campbell
Wastewater Technology Centre
Burlington, Ontario

SEWAGE TREATMENT AND SLUDGE DISPOSAL IN THE U.K. 41
HOW MONEY INFLUENCES TECHNOLOGY
Mr. Peter J. Matthews
Anglian Water, Huntingdon
United Kingdom

**SESSION II** **PAGE**

**TREATMENT PROCESS EVALUATION/**
**ÉVALUATION DE PROCÉDÉ DE TRAITEMENT**

CASE STUDY OF AN ULTRAVIOLET WASTEWATER DISINFECTION SYSTEM 43
Mr. Sidney Ellner
Ultraviolet Purification Systems Inc.
Bedford Hills, New York, U.S.A.

DÉSINFECTION DES EFFLUENTS URBAINS PAR IRRADIATION AUX RAYONS ULTRAVIOLETS 59
Mlle Alexandra Kantardjieff
Le Groupe Teknika
Sherbrooke, Québec

RECIRCULATING INTERMITTENT SAND FILTER SYSTEM FOR ON-SITE WASTEWATER TREATMENT 87
Mr. Joe Belicek, J.F.J. Zaal, R.L. Kent
Environment Canada,
Edmonton, Alberta

BIOFILTRATION DES EAUX USÉES PAR LES PROCÉDES "BIODROF/ BIOFOR" 111
Mlle Michèle Prévost
Gendron, Lefebvre Consultants
Laval, Québec

DÉVELOPPEMENTS RÉCENTS DE LA DÉCANTATION LAMELLAIRE 113
M. Jean-Yves Bontonou, ing.
John Meunier Inc.,
Montréal, Québec
et
F. Blondeau
Omnium de Traitements et de Valorisation
France

**SESSION III** **PAGE**

**RECHERCHE APPLIQUÉE ET DÉVELOPPEMENT DE TECHNOLOGIE/ APPLIED RESEARCH AND TECHNOLOGY DEVELOPMENT**

TRAITEMENT TERTIAIRE DES EAUX USÉES PAR LA TOURBE 159
M. Louis Hains
et
M. K. Subba Narasiah
Université de Sherbrooke
Sherbrooke, Québec

ÉTUDE SUR LES INTERACTIONS ARGILES-POLLUANTS 189
Mlle Diana Mourato
et
R.N. Yong
Université McGill
Montréal, Québec

CASE STUDY OF A LANDFILL LEACHATE TREATMENT PROJECT HIGHWAY 101 LANDFILL 201
Patrick J. Wright and Thomas P. Austin
Porter-Dillon Limited
and
Marc B. Trudell
Pluritec-Dillon

MODIFIED ACTIVATED SLUDGE SYSTEM USING BIOFLOCCULATION 227
Hang Sik Shin
Environmental Engineering Division
AIT, Bangkok, Thailand
Hung Suck Park
Department of Civil Engineering
KAIST, Soeul, Korea

TRAITEMENT TERTIAIRE DES EAUX USÉES DOMESTIQUES PAR MICROALGUES 237
M. J.B. Sérodes, J.J. Waligora, J. de la Noue
Université Laval
Ste-Foy, Québec

FILTRATION OF TREATED WASTEWATER FOR REUSE APPLICATIONS 251
G. Tchobanoglous, R. Land, R. Weinschrott
University of California

**SESSION IV** **PAGE**

**STRATÉGIES ET CONTRÔLES DE L'EXPLOITATION DE STATIONS DE TRAITEMENT D'EAUX USÉES/TREATMENT PLANT OPERATING STRATEGIES AND CONTROLS**

CAPDET-PC: COMPUTER ASSISTED DESIGN OF WASTEWATER TREATMENT FACILITIES 275
Gilles Patry
McMaster University
Hamilton, Ontario

BIOBAC: UN OUTIL POUR LA SIMULATION DES BIORÉACTEURS 277
Marc-André Desjardins et François Brière
École Polytechnique, Montréal
Yvon Béland
Ministère de L'Environnement du Québec

SYSTÈME INFORMATISÉ DE GESTION D'ENTRETIEN 295
Edna B. Boisselle
Pellemon Incorporé
Montréal, Québec

MICROBIOLOGY OF ACTIVATED SLUDGE 317
Nellie J. Brown
The Layhaunts Group
East Amherst, New York

OZONE CLEANING ON-LINE WATER QUALITY MONITORING SYSTEM 361
Khalil Z. Atasi
Detroit Water and Sewerage Department
Detroit, Michigan

AN INSTRUMENT FOR AUTOMATED CONTROL OF SLUDGE CONDITIONING 385
H.W. Campbell, P.J. Crescuolo
Environment Canada
Wastewater Technology Centre
Burlington, Ontario
and
S.L. Siverns, E.J. Harrison
Zenon Environmental Incorporated

# CHEMICAL TREATMENT OF FOOD INDUSTRY EFFLUENTS

Bjørn Rusten
Aquateam - Norwegian Water Technology Centre A/S
P.O.Box 6593 Rodeløkka
N-0501 Oslo 5, Norway

Bjørnar Eikebrokk and Gøril Thorvaldsen
Norwegian Hydrotecnhical Laboratory
N-7034 Trondheim-NTH, Norway

## INTRODUCTION

Throughout the world biological processes are normally used to treat food industry effluents. In some locations physico-chemical treatment is used for recovery of protein and fat. However, even without protein or fat recovery physico-chemical treatment may offer some potential advantages over biological processes.

In Norway there are some plants where food processing wastes undergo chemical treatment only. These plants are required to remove 60% of the organic matter, prior to discharge to the municipal sewer system. Due to their simple start-up procedure these treatment plants can be shut down when the food industries are not in operation, for instance during nights, weekends and holidays.

The Royal Norwegian Council for Scientific and Industrial Research (NTNF) has supported a three-year research program on chemical treatment of high-strength organic wastes (1,2,3,4). This paper will deal with the practical parts of this research program, where the objectives were to find:

- maximum removal efficiencies
- suitable coagulation and flocculation agents
- optimum process design.

The majority of the experimental work focused on the coagulation step, and was done with jar-tests. Dairy and slaughterhouse wastes were tested. Pilot-scale experiments of the coagulation and sedimentation processes, and full-scale experiments using coagulation and flotation were also performed, with mixed wastes from different food processing industries.

## CHEMICAL TREATMENT PROCESSES

Food industry effluents contain both suspended and soluble organic matter. A significant part of the soluble organic matter may be classified as macromolecular or colloidal. This is the case with, for example, proteins and fat emulsions. Proteins can be coagulated with metal salts or by pH adjustment with acid (5,10). Coagulation of proteins also breaks the fat emulsion, since this emulsion is normally stabilized by the proteins (12,13).

When recovery of fat and protein for use as an animal fodder additive is of no interest, three processes will mainly be used for chemical treatment of food industry effluents (4,5,6):

I. Coagulation around the zero point of charge (ZPC) for protein. For blood and casein, the ZPC occurs around pH = 4.0-5.0. (5,11).

II. Precipitation of metal hydroxide and removal of protein and other colloidal organic matter by adsorption to and enmeshment in the precipitate.

III. Two-stage treatment where coagulation at the ZPC is followed by increasing the pH to a value where metal hydroxide is precipitated. Process III is a combination of processes I and II, and supposedly improves the particle separation.

Lime precipitation at pH > 10, accompanied by the addition of a metal salt, is also a possible method (14). Due to high lime dosages and the need for neutralization prior to discharge this method is, however, considered to be of limited interest.

The three main treatment processes are visualized in Figure 1. The wastewater may contain some settleable organic matter that can be removed without addition of chemicals. By pH-adjustment only, removal of nonsettleable organic compounds will occur according to process I. By addition of metal salts, removal will be governed by either process I or process II, depending on pH. There may also be gradual changes from one process to the other. As previously mentioned, process III is a combination of processes I and II where the colloids are first destablized at the pH of ZPC, followed by an increase in pH in order to improve flocculation.

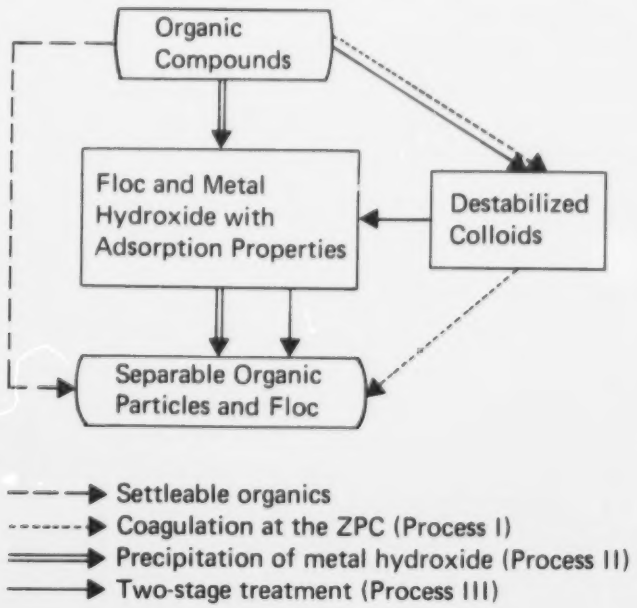



FIGURE 1. ILLUSTRATION OF THE MAIN CHEMICAL TREATMENT PROCESSES FOR REMOVAL OF ORGANIC COMPOUNDS (4). SEE TEXT FOR EXPLANATIONS.

Experiments with these three main treatment processes were done in jar-tests. Processes I and II were also tested in pilot scale, whereas full-scale experiments were performed according to process III. Processes I and II will in this paper be denoted as one-stage treatment while process III wil be denoted as two-stage treatment.

## JAR-TESTS (4)

### Experimental Arrangement

Primary clarified wastewater was collected from a dairy and a slaughter-house in the Trondheim area. Normally the jar-tests were run immediately after collection. A few times, however, wastewater was stored overnight at + 4 °C prior to the experiments.

The jar-tests were run at room temperature (about 20 °C). The testing procedure began with adjustment of pH and addition of coagulation agent, followed by 1 to 3 minutes of rapid mixing (200 rpm). When two-stage treatment (Process III) was used, pH was readjusted 1 to 3 minutes after the initial addition of chemicals, and the rapid mixing was continued for another 1 to 3 minutes. The samples were then gently flocculated for 15 minutes at 20 rpm, followed by 30 minutes of quiescent settling. Samples for the analyses were siphoned from the middle of the beakers at a point about 1 cm below the water surface.

Samples taken before and after the chemical treatment were analysed for total Chemical Oxygen Demand ($COD_T$) and filtered Chemical Oxygen Demand ($COD_F$). Filtered concentrations were determined after filtration through Whatman GF/C Glass Microfibre Filters with an average pore size of 1 µm.

All chemicals used for pH-adjustment or as coagulation and flocculation agents were reagent grade. The following chemicals were used:

- $H_2SO_4$
- NaOH
- $Ca(OH)_2$
- $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ (20.67% Fe)
- $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ ( 8.10% Al)

### Dairy Wastewater

The dairy wastewater used for the jar-tests was collected in four different batches. As shown in Table 1, $COD_T$ concentrations, and also the ratios between $COD_F$ and $COD_T$, varied considerably. The results will therefore be presented in terms of removal efficiencies, rather than residual concentrations. The high and variable pH-values show the need for pH-adjustment by addition of sulfuri acid.

TABLE 1. DAIRY WASTEWATER USED FOR JAR-TESTS.

| Parameter | Min. value | Max. value | Mean value | N |
|---|---|---|---|---|
| $COD_T$ (g/m$^3$) | 560 | 1530 | 1085 | 4 |
| $COD_F$ (g/m$^3$) | 400 | 740 | 620 | 4 |
| $COD_F/COD_T$-ratio | 0.48 | 0.71 | 0.60 | 4 |
| pH | 6.4 | 11.8 | 10.0 | 4 |

One-Stage Treatment. One-stage treatment with only pH-adjustment showed maximum removal at pH = 4.0-4.3. At optimum pH, removal of $COD_T$ varied from 40 to 67%, depending on wastewater composition. The highest removal efficiency was observed with the wastewater having the lowest $COD_F/COD_T$-ratio. Removal of $COD_F$ was fairly consistent, ranging from 38 to 45%.

Using ferric chloride ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$) as coagulant the maximum removal efficiencies ranged from 52 to 73% for $COD_T$ and 22 to 62% for $COD_F$, depending on wastewater composition and coagulant dosage. Figure 2 shows some of the results.

These results clearly demonstrate that the wastewater composition influences the coagulation and flocculation process. For example, at addition of 200 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/m^3$ the wastewater with the lowest $COD_F/COD_T$-ratio coagulated over a much wider pH-region than the other sample. In general, however, the results indicate that optimum pH for coagulation is around pH = 4.0 at low dosages of ferric chloride, increasing to pH = 4.5-5.0 at higher coagulant dosages. Higher coagulant dosages also appeared to broaden the pH-region for good COD removal.

Increasing the ferric chloride addition from 50 to 100 $g/m^3$ significantly improved the removal efficiency. A further increase in dosage had little or no effect on the removal efficiency. The optimum specific dosage was around 0.15-0.20 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/g$ $COD_T$.

Coagulation with alum ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) gave slightly lower removal efficiencies than coagulation with ferric chloride. Maximum removal efficiencies ranged from 48 to 68% for $COD_T$ and 36 to 52% for $COD_F$, depending on wastewater composition and coagulant dosage. The $COD_T$ removal results are shown in Figure 3.

Coagulation with alum resembled coagulation with ferric chloride, but the optimum pH was 0.5-1.0 pH-units higher for alum at corresponding coagulant dosages. Removal efficiencies increased with increasing specific dosage up to about 0.20 g $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O/g$ $COD_T$, which was the highest dosage used.

One-stage treatment with simultaneous addition of lime and ferric chloride gave the same maximum removal efficiencies as the use of ferric chloride alone. Optimum pH was 4.0-5.0 at low dosages and 5.0-6.0 at higher dosages. Compared to coagulation with ferric chloride alone, lime addition led to good COD removal at slightly higher pH-values and over a much broader pH-range. Figure 4 shows these results.

Two-Stage Treatment. All two-stage treatment jar-tests were run with dairy wastewater from the same batch. This wastewater had a high fraction of particulate or suspended organics, with a $COD_F/COD_T$-ratio of 0.48.

Adjustment of pH to 4.0 by sulfuric acid, followed by addition of either lime or sodium hydroxide for final pH-adjustment, removed 60-70% $COD_T$ and about 40% $COD_F$ as long as the final pH stayed between 4.0 and 5.0.

Results of jar-tests with the addition of different quantities of ferric chloride, an initial pH of 4.0 and the use of lime for adjustment to different final pH-values are summarized in Figure 5. Addition of ferric chloride significantly improved the removal efficiencies, and good removal was obtained over the entire range of final pH-values from 4.0 to 7.0. A dosage of 200 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/m^3$ gave the best results, with 72-74% removal of $COD_T$. Removal of $COD_F$ ranged from 40 to 56% for the three different ferric chloride dosages used.

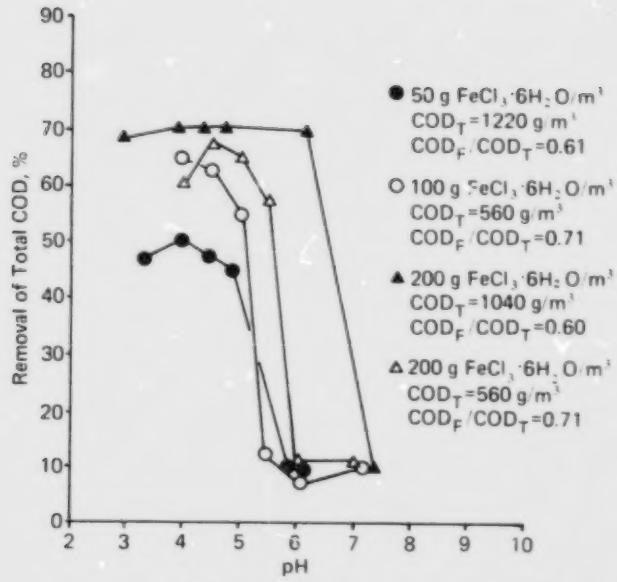



FIGURE 2. COAGULATION OF DAIRY WASTEWATER BY ADDITION OF FERRIC CHLORIDE. REMOVAL EFFICIENCY VERSUS pH IS SHOWN FOR DIFFERENT COAGULANT DOSAGES AND WASTEWATER COMPOSITIONS.

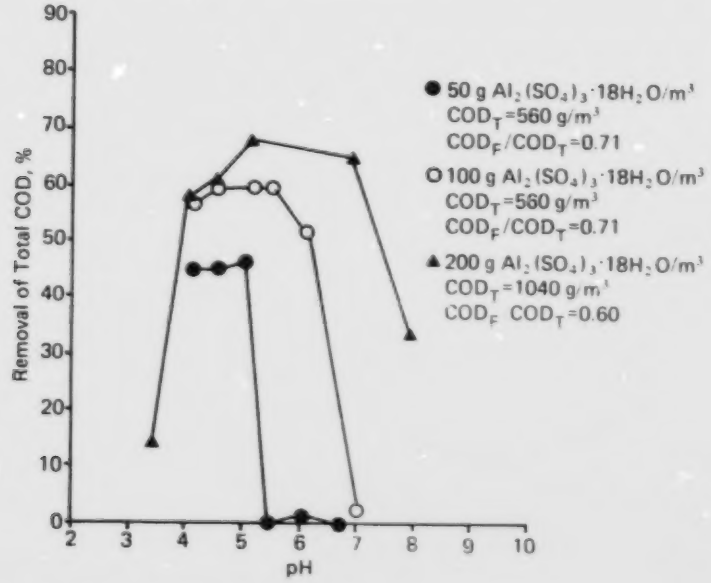



FIGURE 3. COAGULATION OF DAIRY WASTEWATER BY ALUM ADDITION. REMOVAL EFFICIENCY VERSUS pH IS SHOWN FOR DIFFERENT ALUM ADDITIONS AND WASTEWATER COMPOSITIONS.

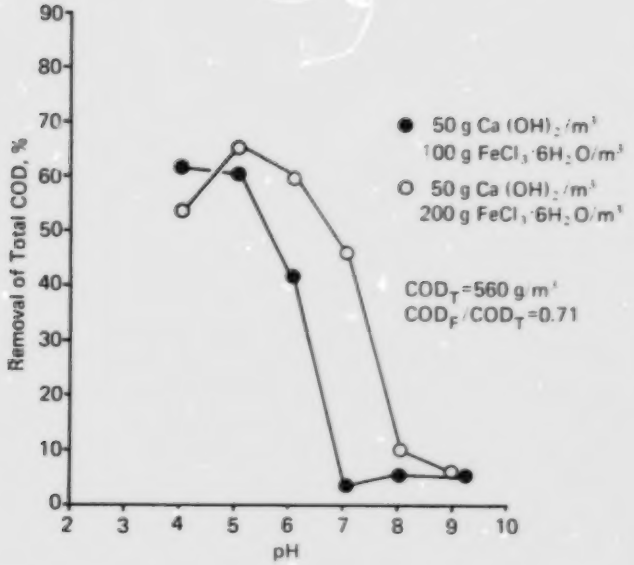



FIGURE 4. COAGULATION OF DAIRY WASTEWATER BY SIMULTANEOUS ADDITION OF LIME AND FERRIC CHLORIDE. REMOVAL EFFICIENCY VERSUS pH IS SHOWN FOR TWO DIFFERENT DOSAGES.

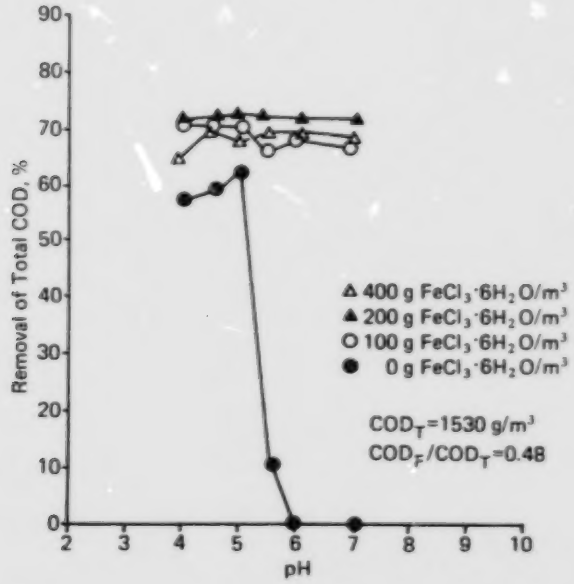



FIGURE 5. TWO-STAGE TREATMENT OF DAIRY WASTEWATER BY ADDITION OF FERRIC CHLORIDE AT AN INITTIAL pH OF 4.0 AND ADJUSTMENT OF FINAL pH WITH LIME. REMOVAL OF TOTAL COD IS SHOWN FOR DIFFERENT FERRIC CHLORIDE DOSAGES AND FINAL pH-VALUES.

Results from two-stage treatment with initial pH-values of 5.0 and 6.0, and use of lime for adjustment to different final pH-values are shown in Figure 6. An initial pH of 5.0 gave results almost identical to those obtained with an initial pH of 4.0. Removal efficiencies of 70-73% $COD_T$ and 41-46% $COD_F$ were observed at a coagulant dosage of 200 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/m^3$. With an initial pH of 6.0 removal of organic matter was consistently below 10%.

Final pH-adjustment with sodium hydroxide in the pH-range from 4.0 to 7.0 showed the same performance as pH-adjustment with lime.

Maximum removal of COD with the two-stage process occurred at a specific dosage of 0.13 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/gCOD_T$, However, specific dosages from 0.06 to 0.26 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/g$ $COD_T$ gave only small changes in removal efficiencies. The jar-tests where initial and final pH were identical were actually one-stage processes. As shown by the results in Figures 5 and 6, one-stage and two-stage treatment will require similar amounts of ferric chloride and give similar removal efficiencies. The advantage of two-stage treatment is that an effluent pH up to pH = 8.0, for example, can be chosen without any loss in tratment efficiency.

The optimum initial pH for the two-stage process will depend on the ferric chloride dosage used, and will be the same as the optimum pH for one-stage treatment at the same dosage.

Unfortunately, jar-tests alone can not answer whether or not two-stage treatment produces floc that are easier to separate than floc from one-stage treatment, or if a certain final pH may improve the separation process.

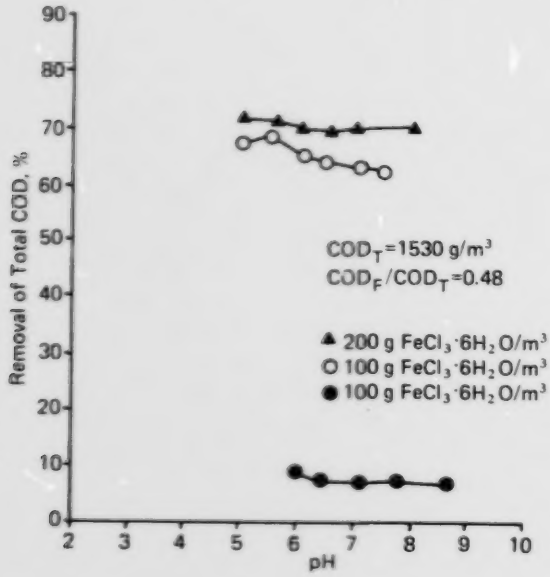



FIGURE 6. TWO-STAGE TREATMENT OF DAIRY WASTEWATER BY ADDITION OF FERRIC CHLORIDE AT AN INITIAL pH OF 5.0 OR 6.0 AND ADJUSTMENT OF FINAL pH WITH LIME. REMOVAL OF TOTAL COD IS SHOWN FOR DIFFERENT FERRIC CHLORIDE DOSAGES AND INITIAL AND FINAL pH-VALUES.

Slaughterhouse Wastewater

The slaughterhouse wastewater used for the jar-tests was collected in seven different batches. Table 2 shows $COD_T$, $COD_F$, $COD_F/COD_T$-ratio and pH of these batches. As may be seen from this table, there was extreme variation in the $COD_F/COD_T$-ratios. Total COD concentrations were significantly higher than those found for the dairy wastewater. Again the high and variable pH values show the need for pH-adjustment by addition of sulfuric acid.

Jar-tests with the slaughterhouse wastewater were run according to a Factorial Experiment Design at two levels, where the effect of changing a parameter could be determined with a certain statistical probability (4,7). A Confidence Level of 99% was used for this purpose.

Ferric chloride alone, or together with lime, was used as coagulation agent. When lime was used, it was added in quantities of 50 g $Ca(OH)_2/m^3$, but had no significant effect on the removal efficiencies. Sulfuric acid, sodium hydroxide or lime were used for pH-adjustment. Both one-stage and two-stage treatment processes were tested.

TABLE 2. SLAUGHTERHOUSE WASTEWATER USED FOR JAR-TESTS.

| Parameter | Min. value | Max. value | Mean value | N |
|---|---|---|---|---|
| $COD_T$ ($g/m^3$) | 1655 | 3665 | 2760 | 7 |
| $COD_F$ ($g/m^3$) | 965 | 2730 | 1660 | 7 |
| $COD_F/COD_T$-ratio | 0.27 | 0.87 | 0.61 | 7 |
| pH | 6.4 | 11.4 | 8.7 | 7 |

Figure 7 shows an example of removal of $COD_T$ versus specific ferric chloride dosage for a slaughterhouse wastewater with a common $COD_F/COD_T$-ratio of 0.62. The data are from two series of tests covering both one-stage and two-stage treatment. For two-stage treatment sodium hydroxide was used for final pH-adjustment. Symbols with one pH-value indicate one-stage treatment and the corresponding pH for coagulation and flocculation. Symbols with two pH-values indicate two-stage treatment and the corresponding initial and final pH-values. Total removal of 85% or more could be obtained with all the four different process combinations tested, provided that the proper amount of ferric chloride was used. In other words, this batch of wastewater was easy to treat efficiently.

Some results from chemical treatment of a slaughterhouse wastewater with a very high $COD_F/COD_T$-ratio of 0.87 are shown in Figure 8. The data are from both one-stage and two-stage treatment using ferric chloride as the coagulant, and sodium hydroxide for the final pH-adjustment in the two-stage process. Symbols are as previously described for Figure 7. Figure 8 shows considerable scatter in COD removal for the different process combinations. One-stage treatment at pH = 5.0, or two-stage treatment with initial pH of 3.5-4.0 and final pH of 6.0, gave the best results, with a maximum $COD_T$ removal around 70%. The wastewater used in Figure 8 had a $COD_F$ concentration twice that of the wastewater used in Figure 7. Even after treatment at optimum conditions the residual $COD_F$ concentration was approximately twice that of the treated water in Figure 7. This indicates that there will always be a fraction of $COD_F$ that can not be coagulated with ferric chloride, and that a slaughterhouse wastewater with a high $COD_F/COD_T$-ratio is more

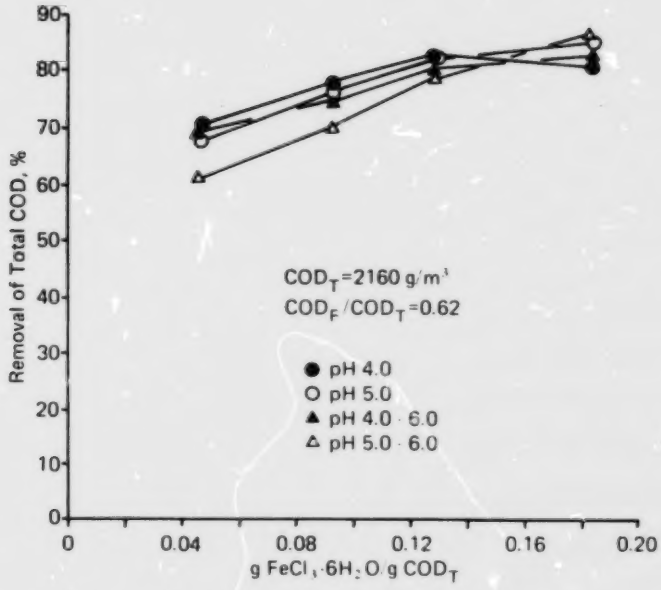



FIGURE 7. EXAMPLE OF CHEMICAL TREATMENT OF SLAUGHTERHOUSE WASTEWATER. REMOVAL OF COD AS A FUNCTION OF SPECIFIC FERRIC CHLORIDE DOSAGES AND INITIAL AND FINAL pH-VALUES ARE SHOWN FOR BOTH ONE-STAGE AND TWO-STAGE TREATMENT.

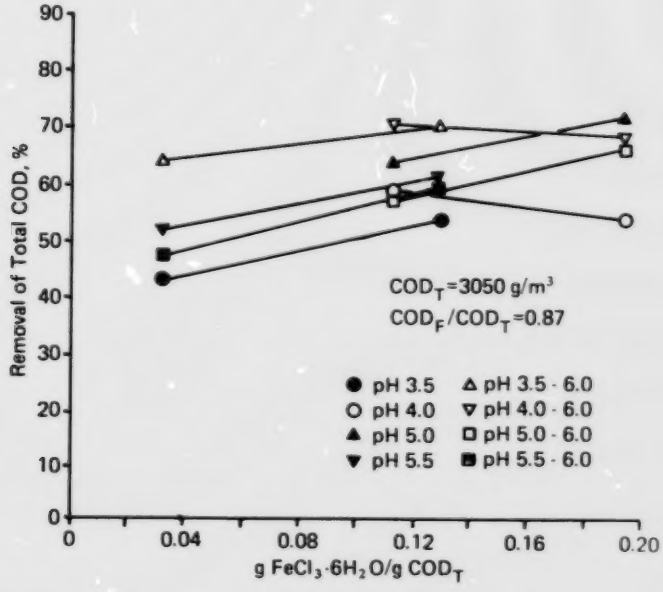



FIGURE 8. EXAMPLE OF CHEMICAL TREATMENT OF SLAUGHTERHOUSE WASTEWATER. REMOVAL OF COD AS A FUNCTION OF SPECIFIC FERRIC CHLORIDE DOSAGES AND INITIAL AND FINAL pH-VALUES ARE SHOWN FOR BOTH ONE-STAGE AND TWO-STAGE TREATMENT.

difficult to treat efficiently than a slaughterhouse wastewater with a low $COD_F/COD_T$-ratio.

The results from all the jar-tests and the statistical analysis indicate that:

i) increased ferric chloride dosages normally increase the removal efficiency, up to a specific dosage of 0.10-0.20 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O$/g $COD_T$. Optimum dosage will depend on wastewater composition and coagulation pH.

ii) for one-stage treatment at low coagulation pH's (i.e. pH = 4.0) a low coagulant dosage will give the best results, while a higher coagulant dosage would be preferable at higher pH's (i.e. pH = 5.0).

iii) if a high coagulant dosage is used at a low coagulation pH (i.e. pH = 3.0-4.0), two-stage treatment with an elevated final pH would be favorable.

iv) for slaughterhouse wastewater with a high fraction of soluble organics, it is very important that coagulation and flocculation take place at the optimum pH-values. Maximum obtainable removal efficiencies will be fairly low, for example 70% $COD_T$ removal.

v) a slaughterhouse wastewater containing mainly particulate and colloidal organics can be easy to treat efficiently. Removal efficiencies up to, or beyond, 90% $COD_T$ may be achieved over a fairly broad pH-region.

vi) data are not conclusive regarding use of sodium hydroxide or lime for raising pH in the two-stage process, nor have their respective acceptable upper final pH limits been determined. The results indicate, that high coagulant dosages may expand the upper pH-limit for sodium hydroxide. Nevertheless, pH-adjustment with lime seems to be favorable for final pH-values above 6.0-7.0.

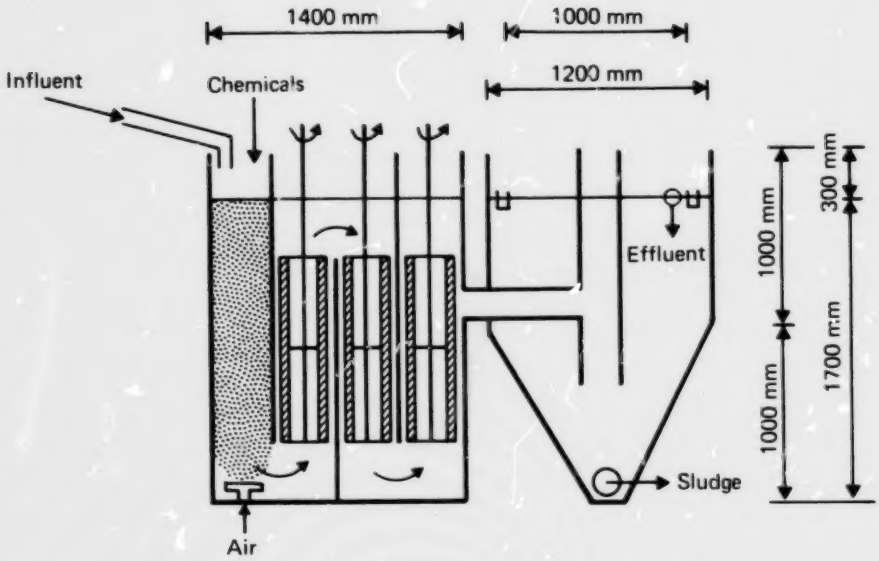
Generally speaking the jar-tests showed that coagulation of dairy wastewater and slaughterhouse wastewater was basically similar, and that it was governed by the same physical-chemical processes.

## PILOT-SCALE EXPERIMENTS (3)

### Experimental Arrangement

The pilot-plant was located at the Tunga treatment plant in Trondheim. This plant receives mixed liquid wastes from a dairy, an ice cream factory, a poultry processing plant and a meat-packing and slaughterhouse plant. The equalization basin at the Tunga treatment plant was used as feed reservoir for the pilot-plant. The wastewater in this basin had been screened through a Rotostrainer with a sieve opening of about 1 mm. All experiments were run at night, in order to ensure steady-state conditions.

A sketch of the pilot-plant is shown in Figure 9. Chemicals were added to an aerated mixing chamber, which was followed by three flocculation chambers with vertical paddle mixers. According to the procedure described in (8), the Mean Turbulent Velocity Gradient was calculated to $G = 28\ S^{-1}$ in chambers one and two, and $G = 15\ S^{-1}$ in chamber three. The water flow through the system




Initial mixing chamber: V=0.18 $m^3$
Flocculation chambers: V=0.18 $m^3$/chamber
Clarifier: V=1.65 $m^3$
A=1.2 m x 1.4 m = 1.68 $m^2$

FIGURE 9. SKETCH OF PILOT-PLANT.

was kept constant at 0.55 $m^3/h$, corresponding to a clarifier overflow rate of 0.33 m/h. The temperature was always close to 20 °C.

Coagulation was done by addition of ferric chloride alone, or simultaneous addition of ferric chloride and lime. A commercial ferric chloride solution (Ferriklor 12) containing about 180 mg $Fe^{3+}$/ml and acidified with sulfuric acid was used. The lime was a waste product from the production of acetylene gas.

Flow proportional influent and effluent samples were analysed for $COD_T$, $COD_F$, proteins, suspended solids (SS) and phosphorus. SS and filtered concentrations were determined after filtration through Whatman GF/C Glass Microfibre Filters with an average pore size of 1 µm.

## Results and Discussion

Results from the pilot-plant experiments are listed in Table 3. In the first three runs ferric chloride alone was used as coagulant at low pH. The pH-values of 3.4 and 3.8 in runs 1 and 2 were obviously too low to get significant COD removal. At pH = 3.8 removal of 51% $COD_F$ was observed, but the solids separation was very poor.

Acceptable results were achieved at an effluent pH of 4.0, with removal of 68% $COD_T$ and 78% proteins. This was as expected, because at pH = 4.0 we approached the ZPC for proteins, which is reported to be around pH = 4.0-5.0 for blood and casein (5,11).

TABLE 3. CHEMICAL TREATMENT (COAGULATION AND SEDIMENTATION) OF MIXED FOOD INDUSTRY EFFLUENTS IN PILOT-PLANT. ONE-STAGE TREATMENT WITH FERRIC CHLORIDE USED AS COAGULANT ALONE, OR IN COMBINATION WITH LIME. DOSAGES AND CONCENTRATIONS ARE IN $g/m^3$.

| Run | Dosages | | pH | | $COD_F/COD_T$ | $COD_T$ | | | $COD_F$ | | | Proteins | | | SS | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| No. | Fe | $Ca(OH)_2$ | In | Out | In | In | Out | % Removal | In | Out | % Removal | In | Out | % Removal | In | Out | % Removal |
| 1 | 113 | 0 | 6.3 | 3.4 | 0.61 | 1736 | 1155 | 34 | 1061 | 775 | 27 | 436 | 294 | 33 | 348 | 316 | 9 |
| 2 | 89 | 0 | 6.0 | 3.8 | 0.64 | 2228 | 1453 | 35 | 1416 | 691 | 51 | 615 | 433 | 30 | 456 | 536 | - |
| 3 | 82 | 0 | 8.6 | 4.0 | 0.62 | 2577 | 818 | 68 | 1596 | 554 | 65 | 554 | 122 | 78 | 520 | 118 | 77 |
| 4 | 70 | 150 | 6.9 | 4.9 | 0.53 | 2446 | 447 | 82 | 1290 | 392 | 70 | 448 | 87 | 81 | 588 | 112 | 81 |
| 5 | 113 | 110 | 7.8 | 5.1 | 0.77 | 3603 | 879 | 76 | 2758 | 799 | 71 | 834 | 103 | 88 | 488 | 44 | 91 |
| 6 | 89 | 78 | 7.2 | 5.1 | 0.59 | 2540 | 650 | 74 | 1498 | 609 | 59 | 402 | 58 | 86 | 476 | 24 | 95 |
| 7 | 46 | 33 | 6.1 | 5.3 | 0.62 | 2475 | 655 | 74 | 1540 | 526 | 66 | 573 | 137 | 76 | 448 | 104 | 77 |

Runs 4 to 7, with simultaneous addition of ferric chloride and lime, and effluent pH-values of 4.9-5.3, showed good removal efficiencies. The specific dosages varied from 0.019 to 0.035 g Fe/g $COD_T$, corresponding to 0.09 to 0.17 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O$/g $COD_T$. Removal efficiencies ranged from 74 to 82% for $COD_T$ and 76 to 88% for proteins.

During these runs the influent $COD_F/COD_T$-values varied from 0.53 to 0.77, and the run with the lowest $COD_F/COD_T$-value gave the highest removal of $COD_T$. This is in agreement with the jar-test data, and reports from chemical treatment of meat and poultry processing wastes with metal salts (9).

The pilot-scale experiments confirmed that removal efficiencies equivalent to those obtained in jar-tests were easily achieved with the mixed wastewater. The acidified commercial ferric chloride solution also made it possible to use specific dosages similar to those used in the jar-tests, where sulfuric acid was used to reach the proper pH.

Acceptable clarifier overflow rates will depend on several factors, i.e. wastewater composition, coagulation and flocculation agents, and the initial mixing and flocculation conditions. In the tests reported herein a constant overflow rate of 0.33 m/h was used. No attempts at establishing a design relationship were made.

## FULL-SCALE EXPERIMENTS (2,3)

### Experimental arrangement

The full-scale experiments were run at the Tunga treatment plant in Trondheim. This plant is in operation from 8.00 a.m. to 5.30 p.m. Monday through Friday, and receives the same mixed food industry effluents as the pilot-pant. Figure 10 shows a flow sheet of the full-scale plant. Prescreened

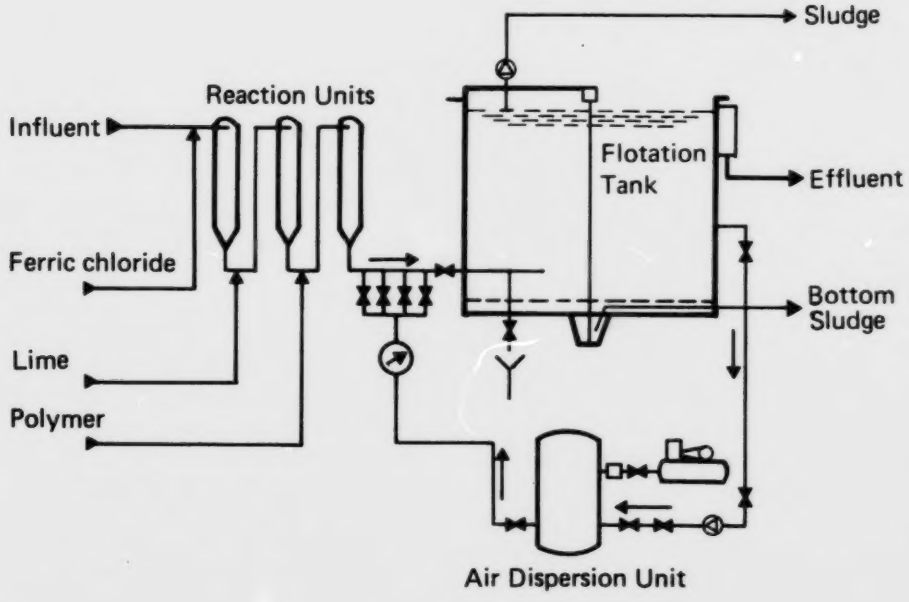



FIGURE 10. FLOW-SHEET OF THE FULL-SCALE DISSOLVED-AIR FLOTATION PLANT.

wastewater is fed from an 80 $m^3$ equalization basin to the three reaction units (static mixers/flocculators). The plant operates according to the two-stage process. Ferric chloride, lime and an anionic polymer are added in front of reaction units one, two and three, respectively. Each reaction unit has a volume of 1 $m^3$, corresponding to a residence time of 40-50 seconds in our experiments. Dispersion water is recycled from the flotation tank, pressurized, saturated with air and released into the main wastewater stream prior to entering the flotation tank. The flotation tank has a volume of 200 $m^3$ and a surface area of 52.8 $m^2$. Water flows of 70 and 90 $m^3/h$ were used in the experiments, corresponding to overflow rates of 1.3 and 1.7 m/h, respectively.

The same type of ferric chloride and lime as in the pilot-scale experiments were used, together with the anionic polymer, Magnafloc E 24. Influent and effluent grab samples were taken with a time difference equal to the theoretical hydraulic residence time, and analysed for the same parameters as the samples from the pilot-plant.

Results and Discussion

Results from the full-scale experiments are listed in Table 4. All three runs showed excellent performance with removal of 83-88% for $COD_T$ and 86-95% for proteins. The specific dosages varied from 0.023 to 0.032 g Fe/g $COD_T$, corresponding to 0.11 to 0.16 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O$/g $COD_T$. Final pH in this two-stage process ranged from 4.7 to 6.1.

The mixed wastewater used in the full-scale experiments contained considerable particulate organics, as evidenced by $COD_F/COD_T$-ratios of 0.38-0.41. The previously described jar-tests have shown that high removal efficiencies are expected when the wastewater has a low $COD_F/COD_T$-ratio. Consequently, the full-scale plant was expected to give better removal efficiencies than the pilot-plant, and therefore, the results do not necessarily mean that two-stage treatment followed by flotation is better than one-stage treatment followed by sedimentation.

The results confirmed, however, that two-stage treatment in jar-tests and in a full-scale flotation plant will give similar removal efficiencies, provided that specific dosages, pH-values and wastewater $COD_F/COD_T$-ratios are similar.

While treating meat processing wastes in a pilot-scale dissolved-air flotation plant, Tookos (5) used overflow rates up to 1.7 m/h. In our experiments overflow rates of 1.3 and 1.7 m/h gave good results. Higher overflow rates were not tested, however.

## SUMMARY AND CONCLUSIONS

Experimental work on chemical treatment of food industry effluents has been performed. Different coagulation and flocculation agents have been tested. Sulfuric acid was used for pH-adjustment, in order to avoid overdosing of metal salts. Experiments were done with both one-stage and two-stage treatment. In one-stage treatment all the chemicals are added simultaneously. In two-stage treatment initial destabilization of the organic matter takes place at a low pH-value, followed by addition of lime or sodium hydroxide, and flocculation at an elevated pH.

The experiments focused on coagulation/flocculation and were mainly done in jar-tests with dairy and slaughterhouse wastewater. Some pilot- and full-scale experiments, using mixed wastes from different food processing industries were also performed. In these experiments sedimentation and

TABLE 4. CHEMICAL TREATMENT (COAGULATION AND FLOTATION) OF MIXED FOOD INDUSTRY EFFLUENTS IN FULL-SCALE PLANT. TWO-STAGE TREATMENT WITH ADDITION OF FERRIC CHLORIDE, LIME AND POLYMER. DOSAGES AND CONCENTRATIONS ARE IN $g/m^3$.

| Run No. | Dosages Fe | Dosages $Ca(OH)_2$ | Dosages Polymer | Overflow rate (m/h) | pH In | pH Out | $COD_F/COD_T$ In | $COD_T$ In | $COD_T$ Out | $COD_T$ % Removal | $COD_F$ In | $COD_F$ Out | $COD_F$ % Removal | Proteins In | Proteins Out | Proteins % Removal | SS In | SS Out | SS % Removal |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 103 | 90 | 2.8 | 1.7 | 6.5 | 6.1 | 0.41 | 4432 | 742 | 83 | 1808 | 598 | 67 | 777 | 99 | 87 | - | - | - |
| 2 | 103 | 90 | 2.8 | 1.3 | 5.9 | 6.0 | 0.38 | 4418 | 726 | 84 | 1691 | 674 | 60 | 504 | 25 | 95 | - | - | - |
| 3 | 132 | * | 3.6 | 1.3 | 7.7 | 4.7 | 0.54 | 4091 | 503 | 88 | 2189 | 451 | 79 | 821 | 114 | 86 | 780 | 36 | 95 |

* Lime dosage low, but unknown.

flotation, respectively, were used for particle separation, and the results were in full agreement with the findings from the jar-tests.

Overall, the results showed that wastewater composition has a great influence on maximum removal efficiencies and also on the conditions for optimum coagulation and flocculation. The jar-tests gave maximum removal efficiencies of 67-75% for $COD_T$ for the dairy wastewater and 70-90% for $COD_T$ for the slaughterhouse wastewater.

Maximum obtainable removal efficiencies may depend on many different factors, but the ratio between filtered and total COD ($COD_F/COD_T$) appeared to be the most important one. When treating a wastewater with a high fraction of $COD_F$, the total removal of organic matter was fairly low, and the optimum regions for coagulant dosage and pH were very narrow. When treating a wastewater with a low fraction of $COD_F$, the total removal of organic matter was high, and a broader range of coagulant dosages and pH-values could be used.

Optimum conditions for coagulation and flocculation were governed mainly by the wastewater $COD_F/COD_T$-ratio and the type of coagulant used. At similar $COD_F/COD_T$-ratios dairy wastewater, slaughterhouse wastewater and mixed food processing waste required similar conditions for optimum removal of organics.

Optimum pH for coagulation increased with increased dosages of metal salts, for example: pH = 4.0 at 100 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/m^3$ and pH = 5.0 at 300 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/m^3$. Alum had an optimum pH at about 0.5-1.0 pH units above those values for ferric chloride. Simultaneous addition of ferric chloride and lime expanded the pH-range for good removal, when compared to use of ferric chloride alone.

The optimum specific coagulant dosage will depend on the coagulation pH, the wastewater composition and the type of coagulant used. With ferric chloride, the results indicate an optimum specific dosage of 0.10-0.15 g $FeCl_3 \cdot 6H_2O/g$ $COD_T$. With alum, no optimum was found, but increased removal efficiencies were observed with increasing specific dosages up to about 0.20 g $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O/g$ $COD_T$, which was the highest dosage tested.

In general one-stage and two-stage treatment gave the same removal efficiencies, provided that each process was run at its optimum conditions. Data are not conclusive regarding use of sodium hydroxide or lime for final pH-adjustment in two-stage treatment. However, lime seems to be favorable for final pH-values above 6.0-7.0.

The experiments showed that chemical treatment can remove a significant amount of both particulate and colloidal organic matter from food industry effluents. With proper pH adjustment, relatively small amounts of coagulation and flocculation agents are required. This will reduce the sludge production compared to todays practice. Start-up of the chemical treatment process is simple, and the treatment plant can be shut down when the food industry is not in operation, e.g. during nights and weekends.

REFERENCES

1. Thorvaldsen, G.: "Chemical Treatment of Concentrated Organic Wastes." SINTEF report no. STF 21 A 83094, 1983. (In Norwegian.)

2. Rusten, B. and Thorvaldsen, G.: "Chemical Treatment of Concentrated Organic Wastes - Case Studies at the Tunga Treatment Plant in Trondheim." SINTEF report no. STF 21 A 83103, 1983. (In Norwegian.)

3. Rusten, B. and Thorvaldsen, G.: "Chemical Treatment of Concentrated

Organic Wastes - Preliminary Experiments." VANN no. 4, pp. 449-457, 1983 (In Norwegian.)

4. Rusten, B., Thorvaldsen, G. and Eikebrokk, B.: "Chemical Treatment of Concentrated Organic Wastes - Coagulation Agents and Coagulation Conditions." SINTEF report no. STF 60 A 85126, 1985. (In Norwegian.)

5. Tookos, I.: "Pilot Plant Experiments on the Physico-Chemical Treatment of Meat Processing Effluents." Effluent and Water Treatment Journal, vol. 22, pp.421-427, 1982.

6. Australian Patent No. 491,234: "Treatment of Effluents."

7. Box, G.E.P., Hunter, W. G. and Hunter, J. S.: "Statistics for Experimenters." John Wiley & Sons, New York, 1978.

8. Statens forurensningstilsyn (SFT): "Guidelines for Design of Wastewater Treatment Plants." Oslo, 1978. (In Norwegian.)

9. Hopwood, D.: "Effluent Treatment in Meat and Poultry Processing Industries. " Process Biochemistry, pp. 5-8 + 44 & 46, October 1977.

10. Nemerov, N. L.: "Liquid Waste of Industry - - Theories, Practices, and Treatment." Addison-Wesley, Massachusetts, 1971.

11. Spector, W. S.: "Handbook of Biological Data." London, 1956.

12. Sawyer, C. N. and McCarty, P. L.: "Chemistry for Environmental Engineering." McGraw-Hill, New York, 1978.

13. Kice, J. L. and Marvell, E. N.: "Modern Principles of Organic Chemistry." McMillian, New York, 1971.

14. Tookos, I.: "Complex Treatment Method for Effluents Containing Animal Proteins and Fats, with Regard to Effluent Volume and Quality." Proc. Int. Symp. on Food Industries and the Environment, Budapest, Hungary, pp. 313-325, 1982.

# LA METHANISATION EN LITS FLUIDISES D'EAUX RESIDUAIRES INDUSTRIELLES : DES ESSAIS LABORATOIRE AUX REALISATIONS INDUSTRIELLES

Audic J.M., Faup G.M., Ehlinger F. et Nicol R.
Laboratoire Central Lyonnaise des Eaux-Degrémont
38, Rue du Président Wilson - 78230 Le Pecq, France

RESUME

L'utilisation d'un réacteur anaérobie à lit fluidisé a permis d'assurer avec succès la dépollution d'effluents industriels faiblement chargés en DCO (5 g/l).

A l'échelle pilote, des charges volumiques très importantes (supérieures à 60 kg DCO/$m^3$.d), pour des temps de séjour hydraulique inférieurs ou égaux à 2 heures, ont été atteintes.

La présence de calcium et une valeur de pH basique lors de l'ensemencement du réacteur influent positivement sur la phase initiale de fixation de la biomasse anaérobie.

L'ensemble de ces recherches a débouché sur une réalisation industrielle traitant 50 tonnes de DCO par jour d'un effluent de brasserie.

## INTRODUCTION

La digestion anaérobie a tout d'abord été appliquée à des effluents concentrés (DCO supérieure à 10 g/l) en utilisant des procédés type contact anaérobie. L'introduction de nouvelles techniques comme le lit fixe ou le réacteur à boues granulaires a permis d'étendre la méthanisation à des effluents moins concentrés.

Cependant, ces nouvelles techniques ont certains inconvénients. Les réacteurs à lit fixe, s'ils permettent de retenir par fixation des concentrations importantes en micro-organismes anaérobies, présentent des risques de colmatage dus soit à l'accumulation de matières en suspension présentes dans l'effluent à traiter, soit à la production excessive de biomasse à l'intérieur du réacteur. Le problème peut être minimisé par l'utilisation de matériaux supports à très fort pourcentage de vide comme pour le procédé BIOFAR (Prévot, 1984) sans toutefois être éliminé complètement. Dans le cas du procédé à lit de boues, le point délicat est le contrôle de la granulation des boues, phénomène non encore complètement maîtrisé et qui peut conduire à des durées de démarrage très longues.

Le Groupe Lyonnaise des Eaux - Degrémont a choisi une voie originale en développant un procédé à lit fluidisé où la biomasse anaérobie est fixée sur de fines particules minérales mises en mouvement par le liquide à traiter.

La mise au point d'une telle technique repose sur un effort de recherche important tant sur le point des mécanismes fondamentaux de la fixation et de contrôle du biofilm que sur celui du développement technologique par des expérimentations au stade pilote.

## I - APPROCHE FONDAMENTALE

Le mécanisme de formation du biofilm fait appel à des phénomènes physiques et biologiques complexes.

Trois étapes principales peuvent être distinguées :

1 Une phase d'adhésion initiale réversible des micro-organismes sur le support
2 Une phase irréversible résultant de la sécrétion par les bactéries de fibres polysaccharidiques
3 Le développement et la croissance du biofilm.

La première phase est très rapide (quelques heures) et consiste à piéger le maximum de micro-organismes lors de l'ensemencement du réacteur par une boue exogène.

L'adhésion d'une bactérie sur une surface inerte dépend de nombreux facteurs dont les plus importants sont l'état physiologique de la bactérie, la nature du support et la qualité du milieu de fixation.

Si l'état physiologique de la bactérie peut être aisément contrôlé lors d'étude en culture pure, il semble impossible de retenir ce critère lorsque l'on travaille sur une population mixte, type boue anaérobie. Les recherches que nous avons menées sur ce point ont pu tout de même montrer qu'une boue maintenue à jeun pendant 48 heures présentait une aptitude à la fixation plus faible qu'une boue alimentée journellement. Le résultat obtenu sous des conditions opératoires particulières semble difficile à généraliser.

Le matériau support, outre le fait qu'il doit répondre à des considérations physiques précises (densité, granulométrie, friabilité), a une grande importance sur l'adhésion des micro-organismes. Si le rôle de sa nature chimique n'a pu être encore mis précisément en évidence, des recherches menées avec des bactéries nitrifiantes (Audic et al, 1983) ont montré que la présence de pores et de cavités à la surface du matériau support influait positivement sur le phénomène d'adhésion initiale par la création de sites préférentiels d'attachement.

La qualité du milieu de fixation a fait l'objet d'une recherche approfondie mettant en oeuvre une méthodologie originale :

Quatre paramètres expérimentaux ont été choisis, d'après la littérature, pour favoriser l'adhésion initiale des bactéries anaérobies. Ces paramètres sont les suivants :

le rapport C/N et le pH, qui traduisent l'état physiologique des bactéries. En milieu carrencé en azote, les bactéries ont tendance à sécréter plus de polysaccharides qui interviennent lors de la fixation irréversible. Le pH joue sur l'intégrité de la gaine polysaccharidique et bien sûr sur l'activité métabolique de la cellule.

l'ajout de polysaccharides exogènes qui peut venir changer l'énergie de surface du matériau et le rendre plus propice à l'attachement.

la présence de calcium qui permet l'établissement de ponts ioniques entre les bactéries et la surface d'attachement.

L'étude suivante a consisté à tester l'influence de chaque facteur et les intéractions des 4 facteurs, par l'analyse d'un plan factoriel de variables à deux niveaux (-1 et +1). Nous avons cherché la combinaison optimale de ces facteurs destinée à obtenir la plus forte adhésion initiale de bactéries anaérobies.

a - Choix du plan factoriel

Les bornes ou niveaux de chaque facteur (tableau 1) ont été choisies en fonction des domaines d'application de la digestion anaérobie. Ce tableau

correspond à une matrice factorielle de $2^4$, soit 16 expériences réalisées en quadruple.

TABLEAU 1 NIVEAUX DE CHAQUE FACTEUR

| | Facteurs | -1 Niveau | +1 |
|---|---|---|---|
| x1 | pH | 6 | 8,5 |
| x2 | C/N | 1 | 0 |
| x3 | Ca (mM) | 0 | 40 |
| x4 | Dextran (g/l) | 0 | 3 |

b - Matériels et méthodes

Cette étude a été réalisée sur le support granulaire fin employé industriellement (Biolite R).

Les conditions d'agitation du support dans un lit fluidisé ont été simulées par un système d'agitation rotatif.

L'adhésion des bactéries sur le support a été déterminée par le dosage des protéines totales (méthode de Bradford). La réponse est donnée en mg de protéines fixées par gramme de support, après un temps d'exposition bactéries-support de quatre heures.

c - Résultats et discussion

A l'aide d'un logiciel, un coefficient relatif à l'effet de chaque facteur et de chaque intéraction de facteur a été calculé. Les valeurs des coefficients sont données dans le tableau 2.

TABLEAU 2 ETUDE DE L'EFFET DES DIFFERENTS FACTEURS

| EFFET | COEFFICIENT | REPONSE |
|---|---|---|
| 1 = +1 | 2.778340 | *** |
| 2 = +2 | -.782938 | * |
| 3 = +12 | -.488781 | >10 % |
| 4 = +3 | 3;859590 | *** |
| 5 = +13 | 3;834310 | *** |
| 6 = +23 | -.373344 | >10 % |
| 7 = +123 | -.968062 | * |
| 8 = +4 | - 2.567750 | *** |
| 9 = +14 | - 1.966780 | *** |
| 10 = +24 | .969062 | * |
| 11 = +124 | .897969 | * |
| 12 = +34 | - 2.724220 | *** |
| 13 = +134 | - 2.148130 | *** |
| 14 = +234 | -.064031 | >10% |
| 15 = +1234 | 1.242630 | ** |

*** 1 ‰
** 1 %
* 5 %

Chaque coefficient correspond à une augmentation de protéine dosée lorsque le facteur passe du niveau -1 au niveau +1. L'analyse de la variance des coefficients a permis de déterminer le niveau de signification des

facteurs et de leurs intéractions. Seuls les facteurs dont le niveau de signification étaient de 1‰ ont été pris en compte.

Les facteurs 1, 3 et 4, pris individuellement ont une influence significative sur l'adhésion.

L'étude des intéractions de deux facteurs a démontré que l'effet le plus significatif était lié à l'action combinée d'un pH basique et de la présence de calcium (figure 1).

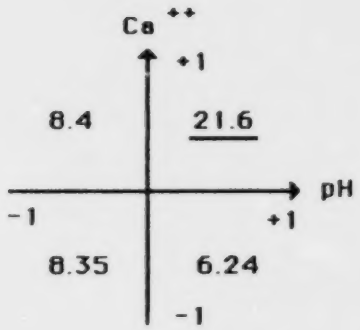



FIGURE 1 : INFLUENCE COMBINEE DU pH ET DE LA PRESENCE DE Ca

On s'aperçoit d'autre part qu'un rapport C/N voisin de 1 et qu'une concentration en polysaccharide exogène de l'ordre de 0 est plus favorable à l'adhésion initiale (figure 2).

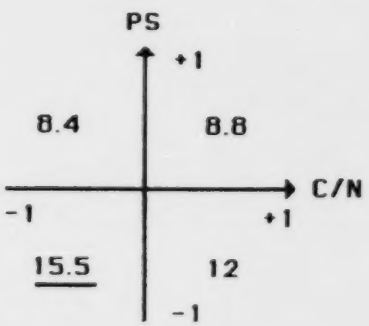



FIGURE 2 : INFLUENCE COMBINEE DU RAPPORT C/N ET DE LA PRESENCE DE DEXTRAN EXOGENE

d - Conclusions

L'application d'un plan factoriel à la recherche de paramètres facilitant l'adhésion initiale de bactéries anaérobies a permis de mettre en évidence l'influence positive :

- d'un pH basique
- d'une concentration en calcium de 50mM
- d'une valeur de rapport C/N plus proche de 1 que de 40

L'ajout de Dextran ne produit aucune amélioration sur l'adhésion initiale.

Les résultats obtenus lors de ces recherches menées sur la phase d'adhésion initiale permettent d'assurer un démarrage rapide et fiable des réacteurs à lits fluidisés.

La phase suivante d'adhésion mettant en oeuvre une production microbienne de composés polysaccharidiques qui vont assurer la cohésion du biofilm est beaucoup plus difficile à contrôler. En effet, cette biosynthèse dépend de la nature des bactéries présentes et donc de la nature du substrat organique à dégrader. Nous avons pu montrer par exemple (Ehlinger et al, 1986) que les bactéries acidogènes et hydrolytiques produisaient des quantités plus importantes de polysaccharides que les bactéries strictement méthanigènes. Il semble donc difficile de jouer sur ce paramètre étant donné que le substrat à dégrader est fixé.

Le contrôle de l'épaisseur du biofilm est un paramètre clé du fonctionnement d'un réacteur à lit fluidisé.

Contrairement aux procédés aérobies, les problèmes de limitation de transfert à travers le biofilm sont beaucoup plus difficiles à appréhender. En effet, la digestion anaérobie fait intervenir des réactions en série où les produits de dégradation sont réutilisés par d'autres populations jusqu'au terme final, le biogaz.

Par contre, la croissance excessive du biofilm intervient comme élément perturbateur dans le régime hydraulique du système par le biais d'une diminution de la densité des bio-particules. Il est alors nécessaire de piéger ces éléments au sommet du réacteur et de les réinjecter dans le système après avoir éliminé la biomasse en excès. Le phénomène de croissance excessive du biofilm est en relation directe avec le substrat à dégrader, le taux de croissance spécifique et la production spécifique de polysaccharides variant avec le type de population impliqué dans la réaction.

II - ETUDE SUR PILOTE (NICOL ET PREVOT, 1986)

L'unité pilote utilisée lors de ces essais a un volume net de 1 m3 (surface : 0,25 m2). Un système au sommet du réacteur permet la séparation du biogaz, de l'eau traitée et du matériau support, ce dernier étant réinjecté dans le réacteur. Le support retenu est un matériau granulaire fin poreux de densité spécifique égale à 2 et de surface spécifique supérieure à 5000 m2 par kg.

Les conditions opératoires de fonctionnement sont les suivantes :

- Température : 35°C
- pH : 7 à 7,2

L'ensemencement initial a été réalisé avec de la boue de digestion de station d'eau résiduaire urbaine.

Deux effluents ont été testés, l'un provenant d'une laiterie et l'autre d'une brasserie. Leurs principales caractéristiques sont résumées dans le tableau 3.

TABLEAU 3 CARACTERISTIQUES MOYENNES DES EFFLUENTS

| | Effluent de laiterie | Effluent de brasserie |
|---|---|---|
| DCO Totale (mg $O_2$/l) | 5000 | 4600 |
| DCO Soluble (mg $O_2$/l) | 3000 | 3750 |
| Matières en Suspension (mg/l) | 1000 | <500 |
| N-NTK (mg/l) | 160 | 45 |
| $N\text{-}NH_4^+$ (mg/l) | 30 | - |
| Phosphore total (mg/l) | 50 | 10 |
| pH | 6 | 4 - 10 |

Résultats

II - 1) Charges volumiques obtenues (fig. 3)

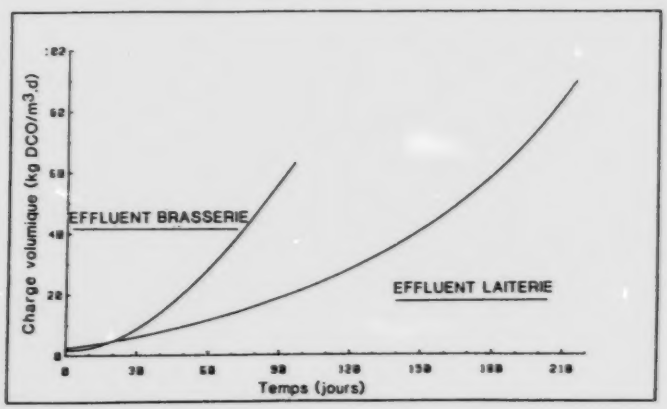



FIGURE 3 EVOLUTION DE LA CHARGE VOLUMIQUE

**Effluent de laiterie**

Des charges de 80 kg DCO/$m^3$.d ont été atteintes en moins de 200 jours avec un pourcentage d'élimination de la DCO de l'ordre de 90 %. Le temps de rétention hydraulique correspondant à ces charges est approximativement de 1,5 heure.

**Effluent de brasserie**

Des charges moyennes de 60 kg DCO/$m^3$.d ont été obtenues après 90 jours de fonctionnement. A cette charge le rendement d'élimination de la DCO est supérieur à 80 % avec un temps de séjour hydraulique de 2 heures.

II - 2) Production de biogaz (fig. 4)

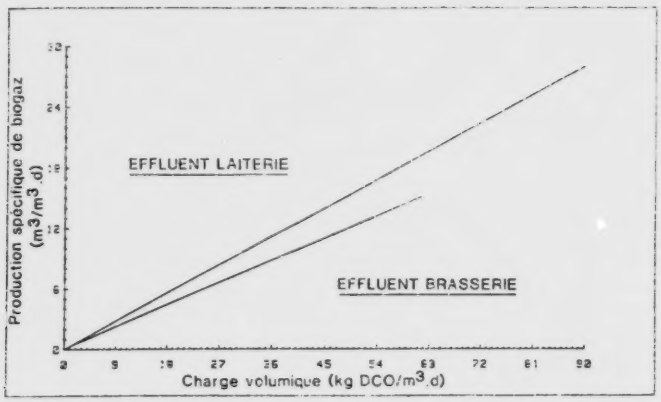



FIGURE 4 PRODUCTION SPECIFIQUE DE BIOGAZ EN FONCTION DE LA CHARGE VOLUMIQUE

Pour les deux effluents la production de gaz méthane se situe autour de 0.3 $m^3$/kg DCO éliminée. Cette valeur correspond à une production de biogaz de 20 $m^3/m^3$ de réacteur et par jour pour le lit fluidisé fonctionnant sur effluent de laiterie et de 17 pour l'autre réacteur.

II - 3) Température

Des essais de variations de température ont été menés en fin d'étude sur le réacteur fonctionnant sur effluent de laiterie. Les diminutions de température de 35°C à 30°C pour une charge de 60 kg DCO/$m^3$.d et de 35°C à 25°C pour une charge volumique de 40 kg DCO/$m^3$.d n'ont entrainé que des pertes inférieures à 10 points sur l'élimination de la DCO.

Il est utile de préciser que ces tests ont été conduits en fin d'étude, c'est-à-dire lorsque la quantité de biomasse active fixée sur le support était à son maximum.

II - 4) Arrêt simulé de fonctionnement (fig. 5)

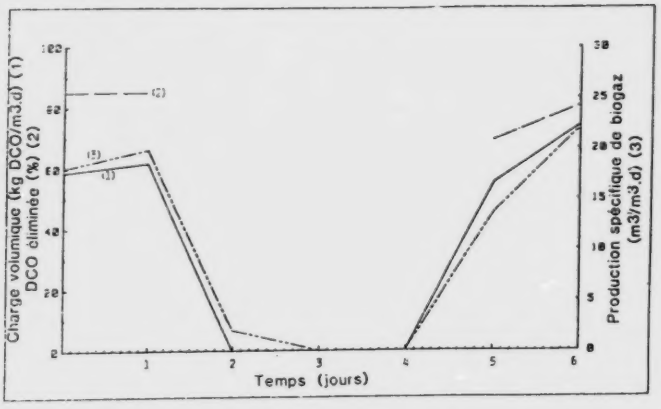



FIGURE 5 REACTION DU SYSTEME APRES UN ARRET

Le réacteur traitant l'effluent de laiterie a été arrêté complètement (alimentation, recyclage et régulation de température) pendant 3 jours.

La production de méthane a atteint de nouveau son niveau maximal deux jours après le redémarrage. Il est surtout important de noter qu'aucune perturbation hydraulique n'a été détectée lors de la remise en mouvement du matériau support.

III - STATION DE TRAITEMENT INDUSTRIEL

L'ensemble de ces recherches menées conjointement au niveau fondamental et au stade pilote a permis la conception d'une installation industrielle traitant des effluents de brasserie.

III - 1) Base de dimensionnement

Le débit à traiter sur la station est de 10000 $m^3$ par jour. Les concentrations en DCO et $DBO_5$ étant respectivement de 5000 mg/l et 3500 mg/l, les charges à épurer sont 50000 kg DCO/d et 35000 kg $DBO_5$/d.

Les garanties sont les suivantes :

DCO : 70 %
$DBO_5$ : 80 %

La charge volumique adoptée au vu des résultats obtenus lors des essais pilotes est de 60 kg DCO/$m^3$.d.

III - 2) Schéma de la station

Le schéma complet de la station est donné dans la figure 6.

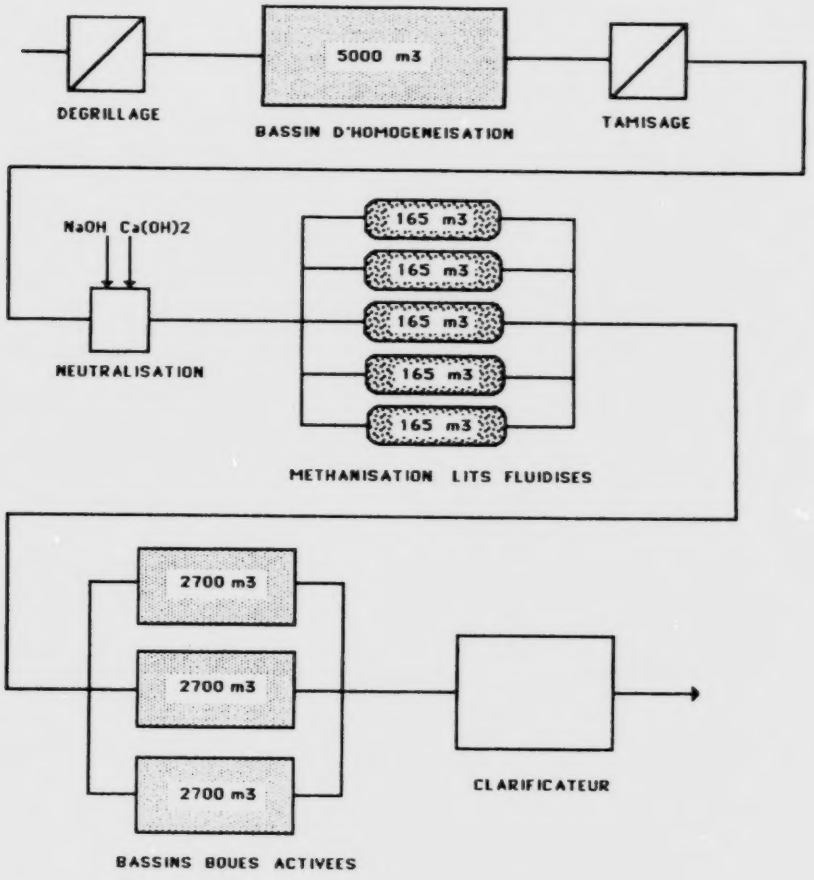



FIGURE 6 SCHEMA DE PRINCIPE DE LA STATION

Après passage dans un bassin tampon de 5000 $m^3$ l'effluent à traiter est réparti sur les cinq réacteurs de méthanisation.

Le post-traitement est assuré par trois bassins de boues activées de 2700 $m^3$ chaque, suivis par un ouvrage de clarification.

Les réacteurs à lit fluidisé retenus pour ce traitement ont une hauteur de 16 m et un diamètre de 5 m. Chaque unité a un volume réactionnel de 165 $m^3$.

Le biogaz produit par ces réacteurs (0,35 $m^3$/kg de DCO éliminée d'après les essais pilotes) est prévu pour le chauffage des digesteurs, l'excédent étant réutilisé dans une chaudière pour les besoins de la brasserie.

Conclusion

Le procédé à lit fluidisé s'avère très compétitif pour le traitement des effluents industriels faiblement concentrés en DCO. Les très fortes charges, obtenues lors des essais pilotes, supérieures à 60 kg DCO/$m^3$.d ont permis de dimensionner un réacteur industriel avec un gain d'un facteur 5 sur les volumes des ouvrages par rapport aux systèmes conventionnels.

Les recherches de base sur la fixation des micro-organismes permettent d'avoir la maîtrise de ce phénomène et donc d'assurer une réduction du temps

de maturation de ces réacteurs.

Actuellement le champ d'application des réacteurs anaérobies à lit fluidisé est élargi notamment vers les effluents dont la concentration en DCO est inférieure à 1 g/l.

Dans le cas de ces effluents, en particulier pour l'eau résiduaire urbaine, les essais sont menés à température ambiante, le biogaz produit ne permettant pas d'assurer le chauffage de l'effluent à 37°C.

BIBLIOGRAPHIE

AUDIC J.M., J.M. NAVARRO et G.M. FAUP (1983)
Etude fondamentale sur l'amélioration des cinétiques par fixation sur différents matériaux granulaires fins de bactéries nitrifiantes. L'eau, La Recherche, L'Environnement. 5ème journées scientifiques et Techniques. Lille 25/26/27 Octobre 1983.

EHLINGER F., J.M. AUDIC, D. VERRIER et G.M. FAUP (1986)
The influence of the carbon source on microbiological clogging in an anaerobic filter. The 13th IAWPRC Biennal International Conference. Rio de Janeiro 17-22 August 1986.

NICOL R. et C PREVOT (1986)
Methanization of waste effluents from a dairy and a brewery on mobile bed. AQUATECH 86 Water Treatment Conference. Amsterdam 15/19 september 86.

PREVOT (1984)
Méthanisation par cultures fixées, le procédé BIOFAR. L'eau, l'Industrie, les Nuisances, 88, 44-46.

TITLE: TOXICITY REDUCTION STRATEGIES FOR INDUSTRIAL EFFLUENTS

AUTHORS: W. Wesley Eckenfelder
and
Norbert W. Schmitdke

## ABSTRACT

In many industrial countries there is increasing emphasis to produce effluents of higher quality than previously required. One reason for this concerns the desirability to minimize any potential impact on the aquatic environment.

Various approaches and combination of approaches for toxicity reduction are available. They vary from legislative, to in-plant controls to end-of-pipe strategies.

While biological processes are effective in removing most organics, the low residual levels required in some cases cannot be achieved by this conventional technology. But often, a biological process is already in place. Here, experience has shown that modifications to conventional biological treatment involving physical and chemical process combinations will usually result in reducing toxicity and meeting effluent requirements.

This paper discusses and illustrates these approaches. A protocol for defining the most cost effective selection to specific industrial wastewaters is also presented.

# OIL FROM SLUDGE: A TECHNOLOGY UPDATE

T.R. Bridle and H.W. Campbell
Environment Canada
Wastewater Technology Centre

## INTRODUCTION

The philosophy of sludge management in the sewage treatment industry is responding to both increasing processing costs and stricter environmental regulations. As overall costs increase, the efficiency of sludge management must be improved, either by optimizing and upgrading existing facilities, or introducing new technology. In the past, upgrading and optimizing existing facilities has consisted primarily of improvements to dewatering and incineration systems. In 1973, when natural gas cost only 3.6 cents/$m^3$, it was acceptable to incinerate sludges of only 15-18% solids. Today, with natural gas at approximately 18 cents/$m^3$, it has become essential to produce either autogenous sludges or thermally dry sludges, with energy recovery from the incinerator off-gases. Alternative new technologies also offer the potential for improved energy recovery and decreased cost. Processes such as starved air incineration, gasification and liquefaction are in various stages of development and a more thorough review of these technologies is presented elsewhere (Bridle and Campbell, 1983). However, the most promising new technology appears to be low-temperature conversion of sludge to fuel products (Bridle, 1982).

The basic concept of low temperature conversion of sewage sludge to produce fuel products has been known for many years (Shibata, 1939). Recently, German researchers have made significant advances in understanding the mechanisms by which sludge is converted to oil (Bayer and Kutubuddin, 1982). They heated dried sludge to 300-350°C in an oxygen free environment for about 30 minutes. The researchers postulated that catalysed vapour phase reactions converted the organics to straight chain hydrocarbons, much like those present in crude oil. Analysis of the product confirmed that aliphatic hydrocarbons were produced, in contrast to all other processes which produce aromatic and cyclic compounds, regardless of the substrate (i.e., sludge, cellulose or refuse). The German

researchers demonstrated oil yields ranging from 18-27% and char yields from 50-60%. The oil had a heating value of approximately 39 MJ/kg and the char about 15 MJ/kg.

In 1982, Environment Canada embarked on a major technology development and demonstration program, with the objectives of assessing the viability of the oil from sludge technology, and ultimately demonstrating, in conjunction with the private sector, the technology at full-scale.

## REVIEW OF LABORATORY-SCALE STUDIES

Environment Canada contracted with Dearborn Environmental Consulting Services in September 1982 to assess the conversion technology in the Canadian context. The first phase of this program comprised batch experimentation to validate the process with Canadian sludges and generate some limited process design information. The second phase involved the conceptual design, construction and operation of a 1 kg/h continuous reactor system. The system, shown schematically in Fig. 1, was used to evaluate process performance and to generate design information. This data was used for the development of preliminary cost data to assess the potential of the technology at full-scale.

The reactor is subdivided by a helical gas seal into a volatilization zone and a char/gas contact zone. The reactor system is designed for dry sludge feed rates of up to 1 kg/h. Solids retention time (SRT) in the reactor is controlled by varying both the sludge feed rate and reactor inventory. Sludge is fed to the reactor by a calibrated screw conveyor and travels through the reactor by means of the reactor conveyor. Volatilized material is withdrawn in the first zone and can be contacted with the char in both co-current and counter-current modes in the second stage. Product vapours are condensed externally in a water cooled condenser and separated into oil and reaction water. The non-condensable gas (NCG) is vented to a stack. Inert gas is used to purge the system of oxygen and the operating pressure is generally less than 2 000 pascals. Details of the results achieved during this phase of the development program have been extensively documented (Bridle and Campbell, 1983, 1984), and a summary of average process performance data is shown in Table 1.

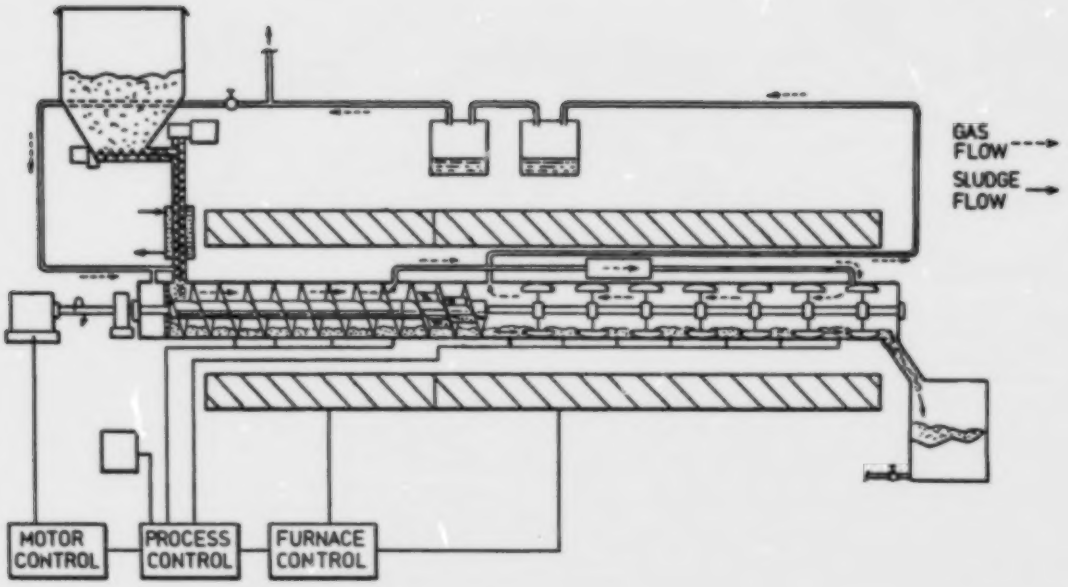



**Figure 1. Continuous Reactor System**

**Table 1. Representative Operating Conditions and Results**

| | Batch | Continuous |
|---|---|---|
| Feedrate (g/h) | - | 750 |
| Temperature (°C) | 450 | 450 |
| OIL | | |
| Yield (%) | 22.3 | 25.4 |
| Viscosity (cstks) | >214 | 33.7 |
| Calorific Value (MJ/kg) | 38.9 | 36.7 |
| CHAR | | |
| Yield (%) | 54.6 | 61.1 |
| Calorific Value (MJ/kg) | 9.4 | 6.2 |
| NCG | | |
| Yield (%) | 12.1 | 11.1 |
| Calorific Value (MJ/kg) | - | 5.8 |
| REACTION WATER | | |
| Yield (%) | 11.0 | 5.0 |

The data in Table 1 indicate that the results from the batch and continuous systems are generally comparable. The oil and char yields are

slightly higher from the continuous unit but it is difficult to say whether the difference is statistically significant. The lower calorific value of the char from the continuous reactor is the result of the lower carbon content. The most obvious difference between the products from the two systems is the oil viscosity. The oil from the batch runs was solid at room temperature (>214 centistokes), while the oil from the continuous runs was fluid at room temperature (33.7 centistokes). The batch system generated approximately twice the amount of reaction water as did the continuous one.

Although most observations are valid for either batch or continuous results, the following discussion will be limited to only the continuous system since the experimental data base is much larger.

The yield of individual products and the split between products is a function of operating temperature. At low temperatures, the product split tends towards the formation of char. As the temperature increases to the optimum range the oil yield increases from 8% to 25% while the char yield decreases from 75% to 61%. Above the optimum temperature range the oil yield begins to decrease as conditions favour the formation of increasing quantities of non-condensable gas. Oil yield appears to be related to solids residence time but since it is impossible to completely separate the effects of SRT and char inventory, the trends are not clear. The yield of reaction water does not appear to be directly related to the operating parameters of the system. The yields of both oil and char are very much a function of the specific sludge used as the feed material.

The calorific value of the oil appears to be related to both SRT and temperature but their effects are relatively small. A range of SRT's from 10 to 24 minutes resulted in calorific values from 36 to 37 MJ/kg, while temperature variations from 300 to 500°C resulted in a range of 36 to 39 MJ/kg. The calorific value of the char tends to decrease with increasing temperature but is relatively insensitive to changes in SRT. The magnitude of change in the energy of the char (i.e., from 10.4 to 5.5 MJ/kg), is substantially greater than that of the oil. The calorific value of the non-condensable gas increases in direct proportion to the temperature. This is due to the increase in the percentages of hydrogen, methane and ethane produced at higher temperatures.

The viscosity of the oil is a function of both SRT and temperature. Viscosity decreases as either SRT or temperature increases. The viscosity of the oil produced under a given set of operating conditions will be dependent on the source sludge used. For example, under optimum operating conditions, two different sludges produced oils with viscosities of 33.7 and 52.3 centistokes.

The elemental characteristics (C,H,N,O,S) of the oil appear to be quite stable with respect to processing conditions. Some fluctuations in the carbon content are evident, but the magnitude of change is relatively small. In general, 40 to 50% of the carbon and hydrogen in the sludge is recovered in the oil. Generally the oil contains less than 7% oxygen, but levels as low as 2% have been achieved. Detailed oil characterization studies, conducted under contract by Chemical Engineering Research Consultants Ltd. (CERCL) indicate that operation of the reactor in a counter-current mode produces an oil essentially composed of saturated alkanes, with some amines still present. A novel physical/chemical upgrading process currently under development effectively removes the amines, with the result that an "industrial grade diesel fuel" can be produced.

In general, the process has proven to be very stable, at least at bench scale. As the process variables change, the split between products also changes, but only gradually. Similarly, the quality of the products is affected by process modifications but the magnitude of the change is small. The result of this is that over the practical range of operating conditions, the performance of the system can be described as a relatively flat plateau as opposed to a peak. In practical terms this means that if the temperature unexpectedly changes by 50°C in full-scale operation, one can expect to see this reflected in relative yields, but the process will not fail. It is also unlikely that the product qualities will change sufficiently in short periods of time to affect end uses or specifications.

A study by the University of Waterloo was conducted to evaluate the potential of using fluid-bed technology for the sludge conversion process (Piskorz and Scott, 1986). The results indicated that comparable yields could be obtained for the various products using either the WTC reactor or a fluidized bed. The study did not demonstrate any obvious advantages to using the more complex fluid-bed equipment.

In 1984, Environment Canada filed for patent protection on the process and apparatus in a number of countries. To date, one U.S. patent has been granted and will issue in October, 1986.

## COMMERCIAL ASSESSMENT

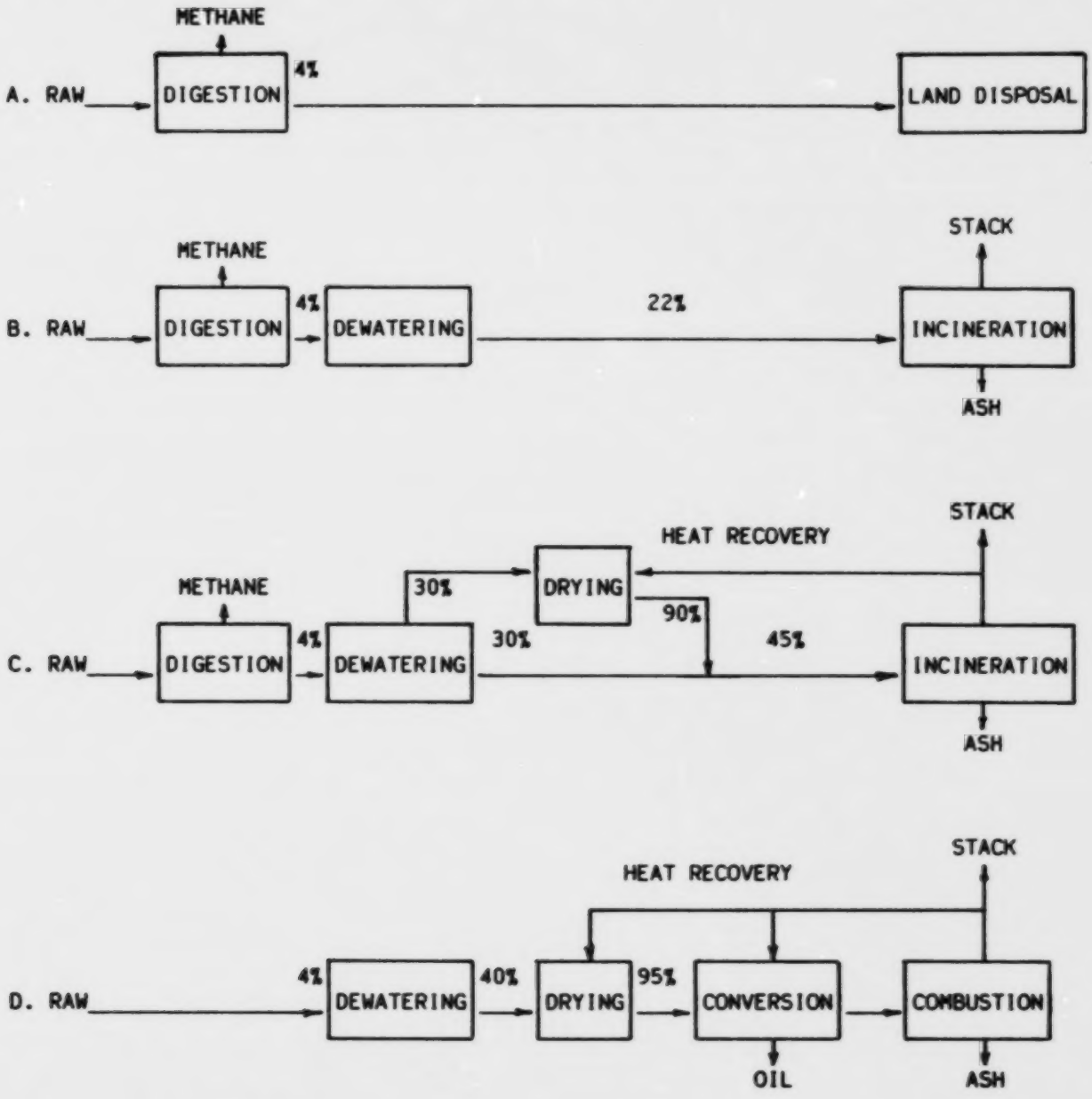
Based on the positive results achieved in the 1 kg/h lab scale reactor system, Environment Canada contracted with Zenon Environmental Inc. in 1984 to assess the commercial viability of the technology. This study generated a detailed process design for a 25 tonne per day conversion plant and assessed the economics in comparison to existing sludge management options. The study found that the technology based on the lab results appeared to be economically viable and warranted further development.

The results of this study were used to compare the energy effectiveness of the sludge conversion technology to a number of other competing technologies (Campbell and Bridle, 1985). Four competitive sludge management strategies (as depicted in Figure 2), and the energy requirements and/or credits, for a nominal 25 tpd facility (Table 2) are identified.

**Table 2. Energy Balance for Sludge Disposal Alternatives**

| Alternative (See Fig. 2) | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| Total Energy Available in Raw Sludge (MJ/h) | 17 072 | 17 072 | 17 072 | 17 072 |
| ENERGY OF PRODUCTS | | | | |
| Methane (MJ/h) | 4 230 | 4 230 | 4 230 | 0 |
| Oil (MJ/h) | 0 | 0 | 0 | 8 327 |
| Char+NCG+$H_2O$ (MJ/h) | 0 | 0 | 0 | 5 111 |
| Digested Sludge (MJ/h) | 0 | 5 414 | 5 414 | 0 |
| ENERGY REQUIREMENTS | | | | |
| Reactor/Dryer/ Incinerator/Combustor (MJ/h) | 0 | 12 797 | 7 580 | 1 739 |
| NET ENERGY* | | | | |
| (MJ/h) | 4 230 | -3 063 | 2 064 | 11 699 |
| (MJ/kg raw sludge) | 4.06 | -2.94 | 1.98 | 11.23 |
| ENERGY RECOVERY** | | | | |
| (%) | 24.8 | 0 | 12.1 | 68.5 |

NOTE * Net Energy = Total Energy of Products - Total Energy Requirements
** Energy Recovery = (Net Energy/Raw Sludge Energy) x (100)




NOTE: (%) numbers refer to sludge solids concentrations at various points in the process.

**Figure 2 Sludge Management Alternatives**

Alternative A represents a relatively low level technology with widespread application. Alternatives B through C represent increasing levels of sophistication but generally less experience in full scale application. Alternative D is the current lab-scale verified sludge conversion technology. Based on this engineering assessment, it can be seen that this alternative produces the highest net energy output of 11.23 MJ/kg of sludge processed, which is equivalent to 68.5% of the original sludge's higher heating value. If these data can be verified at full-scale, the commercial success of the technology appears certain.

**PILOT PLANT STUDIES**

To confirm the laboratory scale results and the projected energy savings of the oil from sludge technology, Environment Canada contracted with Petro Sun International Incorporated (PSI) to design, construct and operate a one tonne per day pilot scale conversion reactor system. A

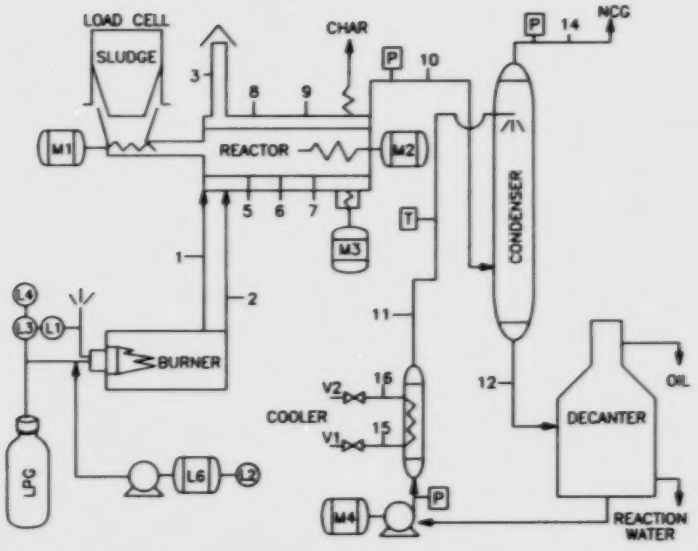



**Figure 3. Schematic of Pilot Plant Conversion System**

schematic of the pilot plant system is shown in Figure 3. It comprises a 1 $m^3$ sludge storage bin, a sludge feed system, a 25 cm Ø x 3.2 m long reactor, a char discharge system, a packed-tower direct-contact condenser, an oil-water separator and a self-contained propane/NCG fired boiler to provide hot flue gas for reactor heating. The entire pilot plant is mounted on a 1.7 m x 7.4 m skid and is readily transportable. The system has been delivered to the Regional Municipality of Hamilton-Wentworth, Woodward Ave. Sewage Treatment Plant, where it will undergo extensive process performance testing. A secondary objective of this pilot program is to assess, at large scale, the commercial value of the produced liquid fuel and to upgrade sufficient quantities for end-use trials. A continuing contract with CERCL will assess this potential and it is estimated that at least 300 litres of diesel fuel will be produced for product testing.

## FUTURE CONSIDERATIONS

It is anticipated that the technology will have been validated at pilot scale by mid-1987 and its commercial potential established. Licensing of the technology will be completed in late 1986 and it is hoped that negotiations for design and construction of the first full-scale commercial oil from sludge plant will be underway before the end of 1987.

## ACKNOWLEDGEMENTS

The authors wish to acknowledge the technical support of the contractors and the financial support provided by the Department of Supply and Services and the Federal Panel on Energy Research and Development.

## REFERENCES

Bayer, E. and M. Kutubbudin, "Low Temperature Conversion of Sludge and Waste to Oil". Proceedings of the International Recycling Congress, Berlin, West Germany (1982).

Bridle, T.R., "Sludge Derived Oil: Wastewater Treatment Implications", Env. Tech. Letters Vol. 3, pp 151-156 (1982).

Bridle, T.R. and H.W. Campbell, "Liquid Fuel Production from Sewage Sludge", presented at the ENFOR Third Canadian Biomass Liquefaction Experts Meeting, Sherbrooke, Quebec (1983).

Bridle, T.R. and H.W. Campbell, "Conversion of Sewage Sludge to Liquid Fuel", presented at the 7th Annual AQTE Conference, Montreal, Quebec (1984).

Campbell, H.W. and T.R. Bridle, "Sludge Management by Thermal Conversion to Fuels". Proceedings of Conference "New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management", Vancouver, B.C. (1985).

Piskorz, J., D.S. Scott and I.B. Westerberg, "The Flash Pyrolysis of Sewage Sludge", Ind. & Eng. Chem., Process Design & Development Vol. 25, pp 265-270 (1986).

Shibata, S., "Procede de Fabrication d'une Huille Combustible a Partir de Boue Digeree". French Patent 838,063 (1939).

TITLE: SEWAGE TREATMENT AND SLUDGE DISPOSAL IN THE U.K. HOW MONEY INFLUENCES TECHNOLOGY

AUTHORS: Peter J. Matthews
Anglian Water

## ABSTRACT

Waste disposal in the United Kingdom is managed in accordance with the policy of "best practicable environmental option". Each option is constrained by criteria which are defined in statutes or guidelines. Once safe practice and techniques have been identified for each option for the treatment and or disposal of a particular sewage or sludge, the options are costed. The cheapest is then selected. The paper will describe the environmental criteria and costing procedures used.

The paper will review the influence of these procedures on the practices and technologies adopted, particularly by Water Authorities in England and Wales. It will seem to explain why, for instance, incineration of sewage sludge in the UK has not been popular but why agricultural use has been.

# CASE STUDY OF AN ULTRAVIOLET WASTEWATER DISINFECTION SYSTEM

AUTHOR: SIDNEY ELLNER, DIRECTOR OF MARKETING
ULTRAVIOLET PURIFICATION SYSTEMS INC.

In 1981, the Madison Metropolitan Sewerage District, Madison, Wisconsin began design leading to the construction of a 30 million dollar expansion to the Nine Springs Wastewater Treatment Plant. The existing plant was designed to nitrify an average daily flow of 190,000 cubic meters per day (50 MGD).

Additions to the treatment plant included the following:

- One (1) new grit tank and the addition of automated grit removal on two (2) existing tanks.
- Five (5) primary tanks.
- Five (5) three pass nitrification tanks and modification to 5 existing.
- Nine (9) new final tanks and modification to 6 existing.
- 435,000 cubic meter per day (115 MGD) final effluent pump station.
- Maintenance and storage failities.
- Computerized process control.
- Ultraviolet disinfection facilities.

The Original Environmental Impact Statement provided by the Environmental Protection Agency (EPA) commented adversely on the continued use for chlorine for disinfection. The effluent from Nine Springs ultimately found its way into the Rock River and the potential toxicity to aquatic life and the formation of trihalomethanes by chlorination indicated consideration of ozone and ultraviolet light for disinfection.

The preliminary calculations indicated that ultraviolet light would be more cost effective.

In view of the fact that up until this time (December of 1979) the largest ultraviolet wastewater installation was less than 10 MGD, it was decided that pilot testing would be performed. By the end of the test period, September 1981, units from four manufacturers had been tested.

Ultraviolet had been selected for the following advantages:

1. No oxidant formed with possible problems of taste, odor, or toxicity.

2. Ultraviolet was an effective disinfectant for many organisms of public health concern which apparently could survive standard chlorination.

3. Ultraviolet equipment offered no moving parts for maintenance.

4. Contact tanks were not required.

The objective of the pilot testing was to determine what operation and maintenance problems could be expected and how to design to overcome the problems. Features on the various units were to be compared and evaluated for inclusion in the full scale facility.

Secondary effluent was pumped into each ultraviolet unit. They were operated at the flow rates recommended by the manufacturer and based on the disinfection results acheived, the flow rate was varied accordingly. It was the goal of the test to operate the pilot units at a flow rate so that the value of 200 fecal coliforms per 100 ml was never exceeded.

One of the designs tested utilized teflon tubes where the effluent was designed to flow through the teflon tubes and the ultraviolet radiation was from the outside of the tubes in. The stated advantage of this unit was that the scale formation which effected quartz tubes would not effect the teflon tubes. This study established that a coating also formed on the teflon tubes.

The conclusions of the test established the following:

1. Each unit was capable of consistently obtaining an effluent fecal coliform count of less than 200/100 ml when it was clean. Each unit was subject to scale formation which limited typical run times from one to eight weeks. (See figure 3 unit B results establishing performance related to weeks of operation.)

2. Chemical inplace cleaning proved to be adequate in removing the scale formation.

3. Since a unit had to be removed from service during cleaning, the full scale system design should be in a modular fashion. This would allow for continued disinfection while one unit is being cleaning.

4. The units that were equipped with ultraviolet sensors established a relationship between sensor reading and effluent fecal coliform count. (Figure 11 unit B sensor readings shows relationship between coliform count and U-V sensors.)

5. There is a definite relationship between ultraviolet transmittance and effluent fecal coliforms. (See figure 1. Unit A results).

6. Illuminated displays indicating the operation of each lamp were useful and should be included on all units.

7. The pilot testing convinced the consulting engineers and the District that the ultraviolet process could indeed provide the microbiological requirements for discharge and satisfy the EPA regulations pertaining to toxicity related to chlorinated discharges

The U-V system at Madison was designed to disinfect a peak flow of 435,000 cubic meters per day (115 MGD).

Coliform organisms are killed at a U-V dosage of 6600 MWS/$cm^2$. The design condition at Madison was to establish a minimum dosage of 11,000 MWS/$cm^2$ to provide a safety margin.

In order to determine that the equipment offered could meet the specifications of 11,000 MWS/$cm^2$ at the end of lamp life, in an effluent which transmitted only 65% of the germicidal wave length (253.7 nm), a prequalification testing had to be established.

A bioassay evaluation of scale model purification chamber was required. The specification stated that the scale model had to be identical to the proposed full size unit in the following areas:

1. Lamps of the same length.

2. Identical spacing between ultraviolet lamps.

3. The same gpm per ultraviolet lamp.

4. The same detention time.

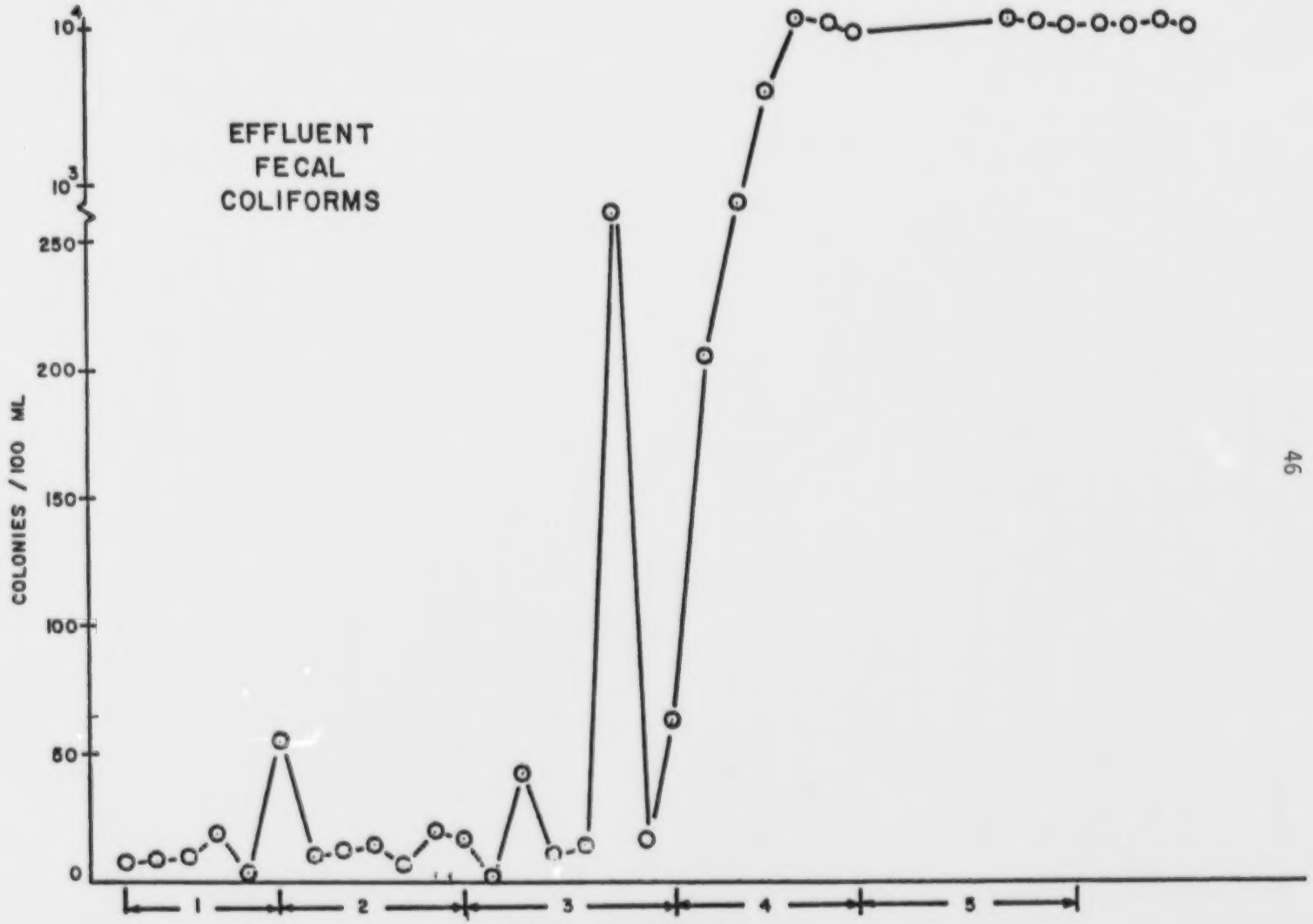



Figure 3. Unit B Results - Run 1

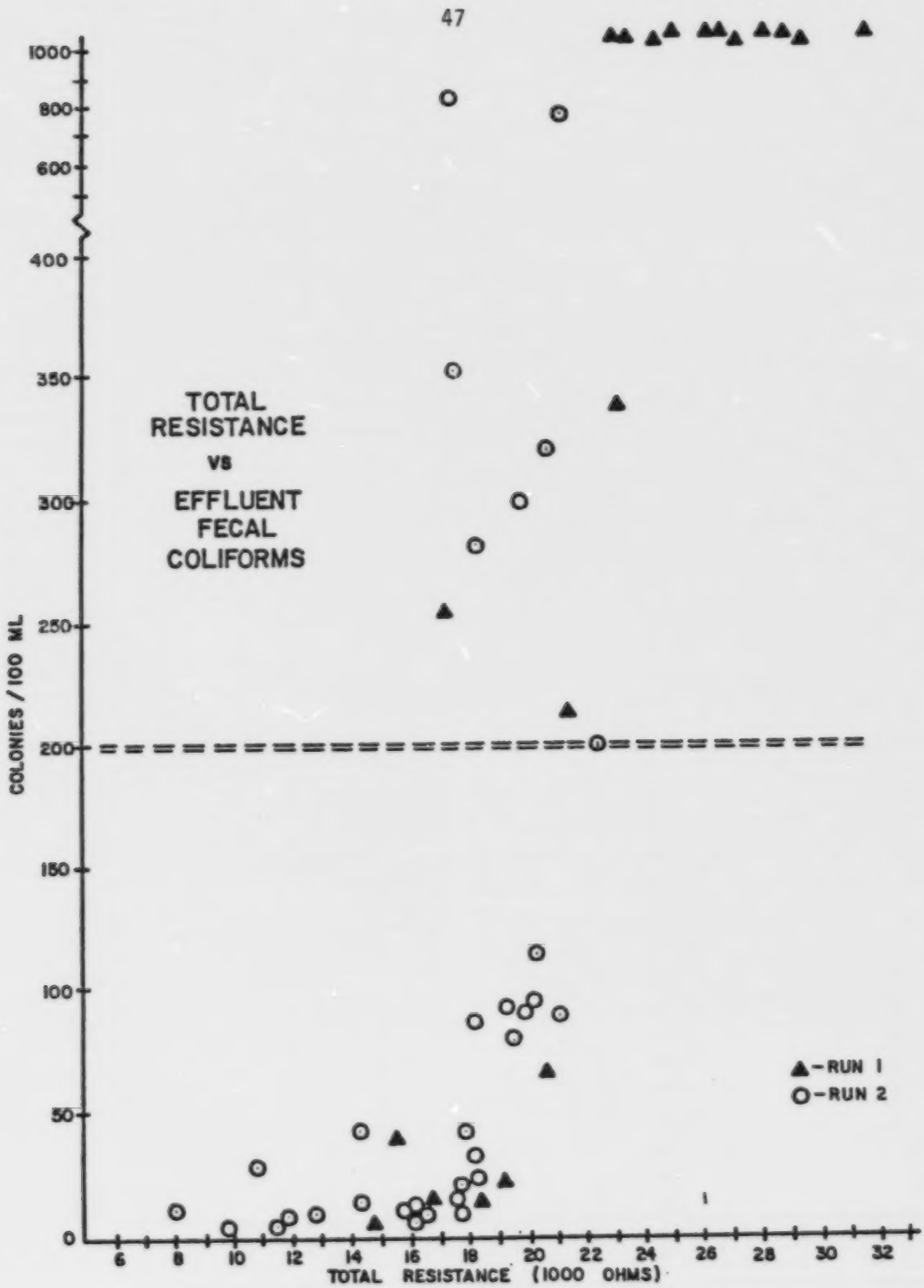



Figure 11. Unit B Sensor Reading vs Effluent Fecal Coliform Counts

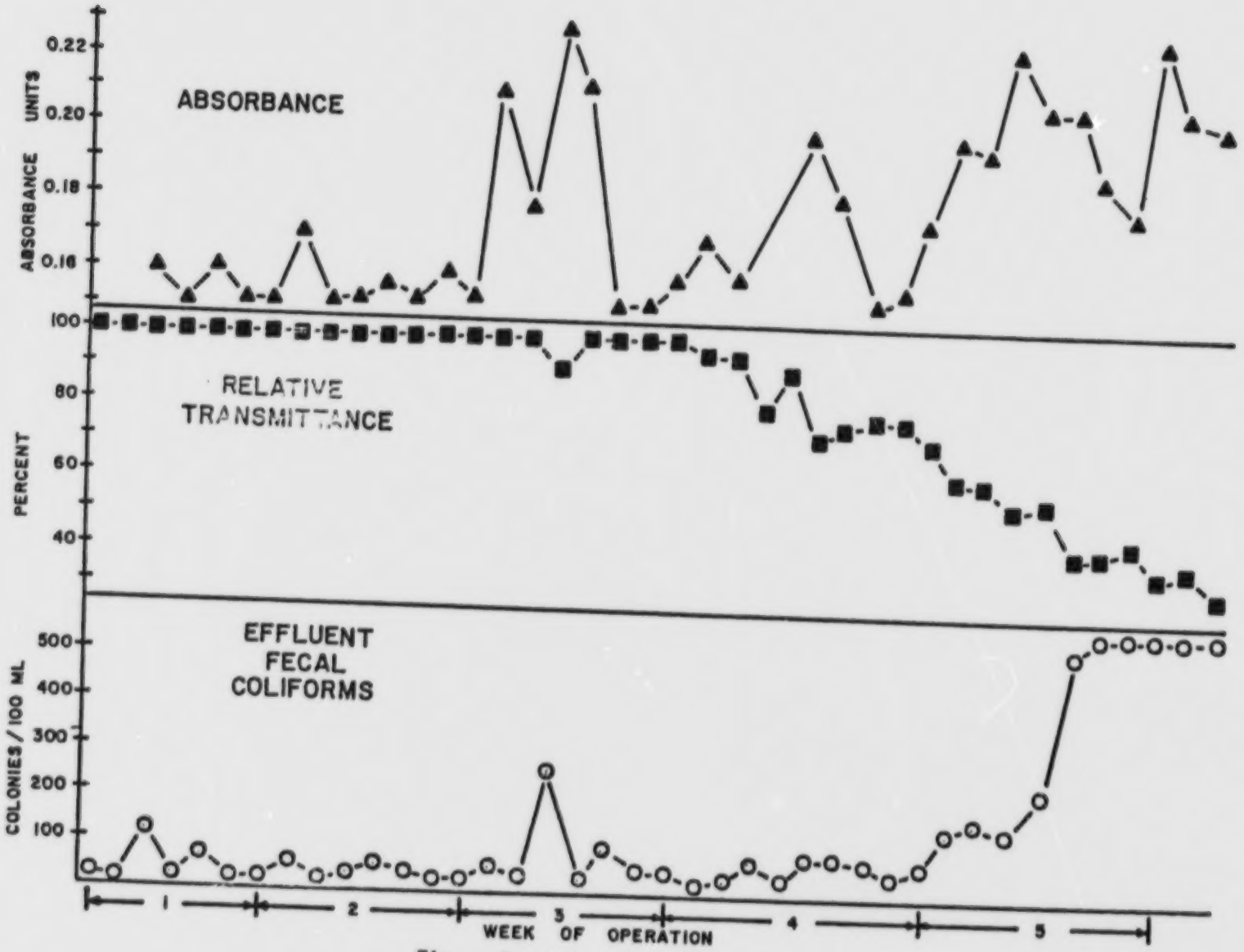



Figure 1. Unit A Results - Run 1

The bioassay technique involved the utilization of a U-V resistant organism, the B. subtilis spore (ATTC 6633). A static test was required to develop a relationship between delivered ultraviolet dosage and percent survival of the test organism.

Once this dose response relationship had been estalished, the scale models were tested at various flow rates with a know influent count of the test organism. By comparing the percent survivors of the test organism to the established dose response curve, it was possible to measure the delivered ultraviolet dosage under the test conditions.

The protocol for the bioassay was as follows:

GENERAL

The bioassay had to be witnessed and certified by a recognized indepdendent microbiological testing laboratory.

ORGAMISM

The assay shall be performed utilizing Bacillus Subtilis Spores (ATTC 6633).

CALIBRATION CURVE

Develop a calibration curve of dosage versus percent kill as follows:

Three separate calibration determinations shall be made.

24 hours prior to run, streak organism to a series of slants or plates. incubate at 35 degrees Co.

Harvest 24-hour growth aseptically by washing surface to a screw capped sterile milk dilutin bottle with 1/4 inch of glass beads with steril buffered phosphate (Standard Methods) dilution water. Shake vigorously.

Make necessary dilutions to guarantee a minimum of 10,000 organism/ml.

Establish an apparatus consiting of an ultraviolet lamp and a non reflective tube between the ultraviolet source and the location for intensity measurement to prevent the effect of angular light.

Adjust and check ultraviolet lamp output to 100 $uW/cm^2$ at the point where the spore suspension will be exposed. Mark the location.

For each exposure time aseptically pour 25 ml of the calibration preparation into a sterile petri plate. Replace lid and cover with aluminum foil.

The spore preparation shall be exposed to the ultraviolet for the number of seconds as follows, with the dose expressed in uWS/$cm^2$ (Microwatt Seconds per Centimeter Squared).

| UV Lamp Lamp output | X | Exposure | = | Dosage |
|---|---|---|---|---|
| 100 uW/$cm^2$ | X | 50 seconds | = | 5,000 uWS/$cm^2$ |
| 100 uW/$cm^2$ | X | 100 seconds | = | 10,000 uWS/$cm^2$ |
| 100 uW/$cm^2$ | X | 150 seconds | = | 15,000 uWS/$cm^2$ |
| 100 uW/$cm^2$ | X | 200 seconds | = | 20,000 uWS/$cm^2$ |
| 100 uW/$cm^2$ | X | 250 seconds | = | 25,000 uWS/$cm^2$ |
| 100 uW/$cm^2$ | X | 300 seconds | = | 30,000 uWS/$cm^2$ |

A separate sample preparation shall be made for each ultraviolet dose. Samples shall be taken for counts before and after ultraviolet exposure in triplicate.

For each dose, remove a 5 ml sample for each determination. Gently mix the preparation during exposure.

Immediately plate out the proper dilutions and incubate.

Average the log counts and plot on 5 cycles semi log paper a $P/P_o$ vs UV dose. (prepare the dose response curve ).

BIOASSAY QUALIFICATION UNIT

The bioassay shall be performed on either a full size unit or a scale model.

Should a scale model be used, the model must have at least 10 U-V lamps that are similar to those which are used in the full scale unit.

The ballasts powering the scale model's lamps must be similar to the ballast used in the full size unit.

The scale model must have the same ratio of flow to the number of lamps as the full size unit. For example, if the full size unit used 300 lamps to treat 3,000 gpm, a 10 lamp scale model is to be evaluated at 100 gpm.

The retention time of the scale model shall be the same as in the full size unit. For example, if the retention time of the full size unit is 6 seconds, the scale model must exhibit 6 seconds retention time.

The thickness of quartz tubes and distance between U-V lamps of the scale model must be the same as exhibited by full size unit.

The Engineer/Owner will make final determination of acceptability of the scale model.

The testing laboratory shall obtain a pure strain of Bacillus Subtilis spores (ATTC 6633).

The purity of the culture shall be tested prior to each calibration by streaking, noting morphology, and picking typical microbial colony. Asepsis shall be observed as required.

UNIT DOSAGE DETERMINATION

The dosage determination shall be made using the following conditions:

The ultraviolet transmittance of the water shall not exceed 65 percent (2537 A., 1 centimeter path). Such water shall be prepared by adding sodium thiosulfate in dechlorinated tap water. Measurements of transmittance shall be taken using an accurate spectophotometer calibrated to 3537 A.

Ultraviolet lamp output intensity shall be reduced to 70 percent of a new lamp following a 100-hour burn period to simulate end of life conditions. The intensity shall be measured with an IL 570 Germicidal Radiometer manufactured by International Light, Inc. The Radiometer must have been calibrated by International Light for a period no longer than 6 months prior to the date of the bioassay. The measurement of intensity shall be made with the lamps outside of the unit. The voltage to the unit shall then be adjusted to the level required for 70 percent intensity.

Flow rate in the unit shall be varied. The unit shall be run at a minimum of three different flow levels. Flow measurements shall be made in order to verify the flow rate.

For each flow rate, an influent and effluent sample in triplicate shall be collected. Prior to beginning the run, swab down the collection spigots with 70 percent ethanol. Collect samples in capped steril 50 ml test tubes.

The proper flow rate shall be established by timing the filling of a measured container.

A known count of Bacillus Subtilis spores shall be maintained in a well mixed storage tank. The spores shall be pumped into the ultraviolet disinfection unit at the selected flow rates.

Samples in triplicate shall be taken at the inlet and outlet spigots of the test unit.

Samples shall be collected in capped sterile 50 ml test tubes.

The samples shall be held in ice and plated in the laboratory in less than four hours.

The samples shall be held in ice and plated in the laboratory in less than four hours.

The samples shall be plated out at the proper dilutions, incubated and then counted.

The percent survivors in the test unit, at the various flow rates shall be cross referenced with the established dose response curve, and the dosages for each flow rate tested shall be determined.

DETERMINATION OF FULL SCALE DESIGN

Select the flow rate which provides the 11,000 MWS/$cm^2$ required dosage.

Divide the selected flow rate by the number of lamps in test unit to determine the dgallons per minute per lamp ratio.

Determine the retention tine in the test unit for the flow rate which provided 11,000 MWS/$cm^2$.

This retention time shall be the retention time for the full scale unit.

Only two ultraviolet manufactureres were prequalified prior to the opening of bids on this contract.

The contract specifications required a present worth evaluation which enabled the engineer to compare, not only the performance of the ultraviolet equipment, but also the operating costs over a 20 year periods.

As a result of the bioassay test results and the present worth evaluation, Ultraviolet Purification Systems Inc. of Bedford Hills, New York was selected as the U-V manufacturer to supply the equipment for the Madison Metropolitan Sewerage District.

The equipment provided consisted of five (5) stainless steel contact chambers approximately 1.5 meters (5') in diameter by 6 meters (20') in length. Each of the five (5) contact chambers housed 112 UVPS high output germicidal lamps for a total of 5,560 lamps in the total system.

The installation included a centralized chemical inplace cleaning system utilizing a single pump and chemical cleaning tank which could be piped to each unit individually for cleaning.

Each contact chamber included four (4) U-V intensity meters with an indicating meter, a continuous chart recorder and an alarm signal circuits which provided a safe intensity, safe low intensity, and unsafe condition indicators.

The U-V intensity monitoring system included a self calibrating push to test circuit which allows the operator check on the integrity of the circuit. Fixed resistances are substituted for the output of the U-V sensing cell to provide accurate indications for the 100%, 50% and zero intensity levels.

Each ultraviolet lamp has its own indicator numerically coded and shown on a disply in the same geographical position as the lamp within the contact chamber. A special lamp warning circuit is provided which establishes a signal the instant an ultraviolet lamp should go out and the display provides the operator with a means for immediately locating the position of the defective ultraviolet lamp.

Based upon an electrical consumption of 6 cents per kilowatt hour, it was established that the annual operating cost per ultraviolet lamp were approximately $100.00. This cost represents the power and the lamp replacement cost, both capital and labor.

Obviously with a cost of $100.00 per lamp in operation, a control system was required to maintain the lamps in service to a minimum.

For this reason, the Madison facility was designed with a flow pacing system which turned the banks of lamps on in steps to minimize the operating costs. The design required a minimum of 7 steps which would activate the appropriate number of ultraviolet lamps in relationship to the flow indication as provided by the plant flow meter. In this manner, the ultraviolet system would provide only the number of lamps required to accomplish disinfection at the specific flow rate thereby accomplishing considerable cost savings over a system without the flow pacing capability. The control strategy for the ultraviolet system can be described as follows. The lead unit is always kept on line, if the flow exceeds 120,000 cubic meters per day (27 MGD) the second unit valve opens 60% and then modulates to either match the flow through the lead unit or any percentage of flow through the lead unit.

If the flow exceeds 240,000 cubic meters per day (54 MGD) a third unit comes on line, the valve opens 60%, then modulates to match the flow through the lead unit or any percentage of flow through the lead unit. This strategy results in very little valve movement. Lamp banks are turned on in accordance with flow through each individual unit. The operator has access on a graphic display for easily changing flow set point at which additional units come on line or which lamp banks are turned on.

The ultraviolet disinfection units were placed on line in March of 1986. The units have performed well from a disinfection standpoint and the bacteriological results are shown in the attached table. Some mechanical problems developed and consisted of the following:

The stainless steel screen holding the quartz tubes have shown a tendancy to clog and increase the headloss through the units. The clogging of the screens was not expected with the excellent suspended solids removal being experienced in the plant. It was discovered, however, that fine paper, plastic and algae from scrubbing clarifier weirs were responsible for this accumulation. At present, screens preceeding the units are being considered for installation. Up until now the screens have been cleaned by hosing from one of the top manhole covers provided in the contact chambers.

At the maximum flow rate of 106,000 cubic meters per day (28 MGD) per contact chamber, vibration was experienced on the inlet side of the contact chamber. This vibration occurred between the quartz jackets and the ultraviolet lamps within the quartz jackets and resulted in the breakage of a few quartz jackets. This problem was solved by the installation of specially designed stainless steel spacers which held the ultraviolet lamp centered within the quartz jacket and absorbed the vibration that had occurred previously.

As a result of the Madison experience, it has been established that the following requirements should apply to any ultraviolet system considered for wastewater disinfection:

1. The dosage capabilities must be established by a certified biological assasy conducted by an independent testing laboratory.

2. The equipment must be designed in modules to allow for chemical inplace cleaning.

3. The system must include ultraviolet intensity monitoring which provides an immediate indication as to the performance of the system. The intensity monitor must provide a visual indication in addition to alarm signals which are activated at a safe low intensity condition as well as an unsafe condition.

MADISON METROPOLITAN SEWERAGE DISTRICT

| | | UV INFLUENT 24 Hr COMPOSITE | | | INFLUENT SAMPLE | | EFFLUENT |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| DATE | TIME | SUSPENDED SOLIDS | BOD | AMMONIA | ABSORBANCE | FECAL COLIFORMS (#/100 ML) | FECAL COLIFORMS (#/100ml) |
| 3/7/86 | 7:45 am | 6 | 5 | 0.3 | 27.5 | $2.0X10^4$ | 5 |
| 3/7/86 | 12:45 am | | | | | $1.0X10^3$ | 10 |
| 3/8/86 | 12:20 pm | 5 | 8 | 0.1 | 27.4 | $7.0X10^3$ | 7 |
| 3/8/86 | 2:00 pm | | | | 27.4 | $1.2X10^4$ | 9 |
| 3/9/86 | 12:30 pm | 5 | 9 | 0.3 | 27.1 | $5.6X10^3$ | 1 |
| 3/9/86 | 1:40 pm | | | | 27.1 | $9.0X10^3$ | 12 |
| 3/10/86 | 12:05 pm | 6 | 10 | 0.4 | 25.0 | $9.1X10^3$ | 4 |
| 3/10/86 | 1:20 pm | | | | 25.0 | $5.5X10^3$ | 6 |
| 3/11/86 | 7:20 am | 5 | 12 | 0.7 | 28.4 | $5.0X10^4$ | 18 |
| 3/11/86 | 12:00 pm | | | | 27.4 | $2.0X10^4$ | 27 |
| 3/12/86 | 7:30 am | 6 | 9 | 0.4 | 28.5 | $1.3X10^4$ | 12 |
| 3/12/86 | 12:05 pm | | | | 27.2 | $7.2X10^3$ | 25 |
| 3/13/86 | 7:30 am | 6 | 10 | 0.3 | 30.0 | $9.6X10^3$ | 12 |
| 3/13/86 | 1:50 pm | | | | 29.7 | $6.1X10^3$ | 14 |
| 3/14/86 | 7:15 am | 5 | 6 | 0.1 | 28.9 | $8.5X10^3$ | 21 |
| 3/14/86 | 12:00 pm | | | | 28.2 | $7.7X10^3$ | 30 |
| 3/15/86 | 10:30 am | 6 | 8 | 0.2 | 27.1 | $1.2X10^4$ | 24 |
| 3/15/86 | 12:00 pm | | | | 29.5 | $8.3X10^3$ | 36 |
| 3/16/86 | 12:05 pm | 6 | 9 | 0.2 | 27.5 | $7.9X10^3$ | 21 |
| 3/16/86 | 1:15 pm | | | | 27.5 | $4.7X10^3$ | 25 |
| 3/17/86 | 12:05 pm | 6 | 9 | 0.2 | 26.7 | $6.3X10^3$ | 51 |
| 3/18/86 | 1:15 pm | | | | 26.7 | $7.1X10^3$ | 24 |

| DATE | TIME | SUSPENDED SOLIDS | BOD | AMMONIA | ABSORBANCE | FECAL COLIFORMS (#/100 ML) | FECAL COLIFORMS (#/100m1) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 3/18/86 | 7:10 am | 7 | 10 | 0.2 | 28.2 | $1.3X10^4$ | 25 |
| 3/18/86 | 12:00 am | | | | 29.5 | $1.5X10^3$ | 1 |
| 3/19/86 | 7:10 am | 6 | 9 | 0.2 | 29.3 | $5.9X10^3$ | 42 |
| 3/19/86 | 12:00 am | | | | 25.0 | $5.3X10^3$ | 59 |
| 3/20/86 | 12:05 pm | 6 | | 0.2 | 27.5 | $4.0X10^3$ | 63 |
| 3/20/86 | 1:20 pm | | | | 26.9 | $4.4X10^3$ | 54 |
| 3/21/86 | 12:00 pm | 5 | | 0.2 | 27.7 | $2.6X10^3$ | 89 |
| 3/21/86 | 1:00 pm | | | | 27.9 | $2.5X10^3$ | 61 |
| 3 22 86 | 10:00 am | 6 | | 0.2 | 27.5 | $3.6X10^3$ | 68 |
| 3/22/86 | 11:10 am | | | | 27.5 | $3.4X10^3$ | 64 |
| 3/23/86 | 11:55 am | 6 | | 0.2 | 26.7 | $2.3X10^3$ | 53 |
| 3/23/86 | 1:15 am | | | | 26.9 | $2.7X10^3$ | 51 |
| 3/24/86 | 7:00 am | | | | 26.9 | $3.4X10^3$ | 34 |
| 3/24/86 | 12:10 pm | | | | 25.7 | $4.2X10^3$ | 63 |

The ultraviolet installation must include an individual lamp monitoring system which utilizes a logic circuit to monitor each individual ultraviolet lamp and provides an alarm signal the instant an ultraviolet lamp should go out.

A lamp indicating display system must also be included which allows the operator to immediately locate the position of the defective ultraviolet lamp.

A flow pacing system must be provided which turns banks of ultraviolet lamps on and off in relationship to flow in order to provide the most economical and efficient maintenance an operating costs.

The ultraviolet lamps in the system should be easily accessible for service and maintenance.

The system should be designed to minimize headloss and screens be provided in advance of the ultraviolet unit if conditions so indicate.

The system should be designed to minimize vibration and ultraviolet lamps should be provided with spacers to separate the ultraviolet lamp from the quartz jackets.

Ultraviolet disinfection of wastewater effluents provides a viable and economical alternative to chlorination/dechlorination, or ozone in applications where maximum disinfection is required and the elimination of the environmental hazards created by chlorine is necessary.

REFERENCES:

Design and control at the Madison Metropolitan Sewerage Treatment Plant by Steven R. Reusser and Ronald R. Riesing.

Operating experience disinfecting secondary effluent with pilot scale ultraviolet units by Paul H. Nehm, Director Wastewater Treatment Operations.

Bioassay methods of measuring ultraviolet dosage Paul Ellner, Phd.

# DESINFECTION DES EFFLUENTS URBAINS PAR IRRADIATION AUX RAYONS ULTRAVIOLETS

Alexandra Kantardjieff, ing., M.Sc.A.
Le Groupe Teknika
150 rue Vimy Nord
Sherbrooke, Qc J1J 3M7

## RESUME

Une certaine controverse réside actuellement dans l'utilisation du chlore comme désinfectant des eaux usées.

Les effets toxiques du chlore résiduel sur les organismes aquatiques ainsi que la formation de produits potentiellement cancérigènes a incité les autorités de plusieurs pays à exiger l'application des méthodes de désinfection alternatives.

Il se dessine à l'heure actuelle une tendance générale à envisager la désinfection par irradiation aux rayons ultraviolets comme solution de rechange à la chloration.

Afin de faire le point sur l'évolution très rapide de cette technologie, les aspects techniques, environnementaux et économiques de la désinfection UV sont discutés avec une emphase sur ses avantages, ses limites et les inconnus.

## 1. DESINFECTION DES EFFLUENTS URBAINS PAR IRRADIATION AUX RAYONS ULTRAVIOLETS

### 1.1 INTRODUCTION

La découverte relativement récente des effets négatifs que la chloration peut avoir sur la vie aquatique et sur la qualité de l'eau, si le milieu récepteur est une source d'eau potable, a donné une poussée aux travaux de recherche sur les technologies alternatives de désinfection.

Les alternatives qui sont en mesure de satisfaire les critères de désinfection, tout en respectant les contraintes environnementales et techniques, sont peu nombreuses.

Parmi ces modes alternatifs, il y a en a un dont l'application augmente à un rythme impressionnant aux Etats-Unis, au Canada et tout dernièrement, au Québec et c'est l'irradiation aux rayons ultraviolets, communément appelé désinfection UV.

Depuis 1978, lorsque M. George White écrivait (1) que "l'irradiation UV n'a pas sa place dans la désinfection des eaux usées", jusqu'en 1986 lorsque EPA concluait (2) que "l'utilisation de l'irradiation UV pour la désinfection des eaux usées est

devenue une alternative éprouvée et économique à la chloration et l'ozonation, le nombre de stations d'épuration équipées avec systèmes UV est passé de 12 en 1981 à presque 120 en 1986 et croît sans cesse (3).

Cette augmentation très notable est due premièrement à l'apparition d'une "deuxième génération" d'équipements plus fiables, plus perfectionnés, plus performants et deuxièmement, au souci grandissant des organismes gouvernementaux québécois, canadiens et américains de remplacer les technologies dites "à risques" par des technologies "environnementalement neutres".

Comme dans le cas de chaque technologie nouvelle, où l'expérience pratique est limitée et où la conception repose lourdement sur les fournisseurs et sur de l'information empirique limitée, une période de vérification des hypothèses précède ordinairement sa considération comme technologie éprouvée et fiable.

L'agence américaine de protection de l'environnement (EPA) vient de publier son manuel de conception des systèmes de désinfection des eaux usées (4), où le chapitre 7 présente les résultats des études des dix dernières années dans le domaine "du développement et de la démonstration des méthodes uniformes de conception et d'évaluation des systèmes UV".

Les travaux de recherche et de démonstration de la dernière décennie ont démontré que "le procédé est viable, applicable à une large gamme des eaux usées, effectif dans l'inactivation des pathogènes, capable de respecter les exigences en matière de désinfection et économiquement intéressant" (4).

Cependant, un certain nombre de points demandent encore à être éclaircis, tels que:

- la problématique des eaux industrielles;
- les limites de la technologie;
- le développement des systèmes de mesures adéquats du dosage UV;
- les effets mutagènes sur les microorganismes;
- etc.

Nous nous proposons, tout en abordant les principes fondamentaux du processus, de discuter des avantages, des limites et des inconnus de la désinfection UV à partir des plus récents développements dans le domaine.

Nous espérons que cette présentation servira de cadre pour un débit rationnel sur l'avenir de la désinfection des eaux usées au Québec tout en souhaitant qu'il y ait un échange technique impliquant les représentants de la communauté scientifique, des professionnels des organismes gouvernementaux et privés et enfin, le principal intéressé, le public.

## 1.2 HISTORIQUE

Les effets germicides de la radiation ultraviolette sont

connus depuis plusieurs années. Une des premières découvertes s'apparentant à ces effets bactéricides fut faite par Downes et Blunt en 1877. En observant l'effet de la lumière solaire sur une population de microorganismes, ils concluaient que la radiation UV à courtes longueurs d'onde était responsable de la destruction microbienne.

La lampe à vapeur de mercure représentant les lampes UV utilisées aujourd'hui fut développée par Hewitt en 1901, suivi de l'introduction d'une gaine de quartz pour minimiser les effets de la température (5).

Les recherches subséquentes ont couvert:

- 1900 - 1930: les régions d'irradiation UV produisant une efficacité germicide optimum
- 1930 - 1940: acceptation généralisée de lampes à vapeur de mercure à faible pression; amélioration de la technologie
- 1960 - 1970: travaux de démonstration de l'application de l'énergie UV pour la désinfection des eaux usées
- 1970 - 1976: recherche de base sur les configuration des réacteurs UV (mince film)
- 1976 - 1980: démonstration de l'efficacité de la désinfection UV dans différents effluents
- 1980 - 1984: aspects économiques de la désinfection UV: compétitive aux méthodes traditionnelles
- 1984 - 1985: cinétique du procédé; développement d'un modèle pour évaluer l'intensité, les effets de l'hydraulique sur la conception, les effets de la qualité de l'effluent sur la performance de désinfection
- 1985 - 1986: efficacité et aspects économiques de la désinfection UV des eaux usées: développement d'un modèle incluant les effets hydrauliques, le taux d'inactivation en fonction de l'intensité du système et le taux d'occlusion bactérienne dans les particules en suspension

Les résultats de ces travaux de recherche ont permis de considérer la désinfection aux rayons UV comme une alternative techniquement acceptable et économiquement compétitive aux méthodes de désinfection traditionnelles.

## 2.PRINCIPES FONDAMENTAUX ET MECANISMES D'INACTIVATION

### 2.1 PRINCIPES PHYSIQUES DE LA DESINFECTION UV

Les réactions thermonucléaires continues dans le noyau du soleil donnent un large spectre d'énergie électromagnétique qui rayonne à travers l'espace dans toutes les directions. Cette

énergie radiante est appelée électromagnétique parce qu'elle se présente sous la forme de champs magnétiques et électriques oscillants.

Selon les propriétés de la radiation, le spectre électromagnétique est classifié en différentes régions telles que: ultraviolet, visible, infra-rouge, rayons gamma, etc. Ainsi, les régions invisibles du spectre électromagnétique qui voisinent la région visible sont l'ultraviolet et l'infra-rouge.

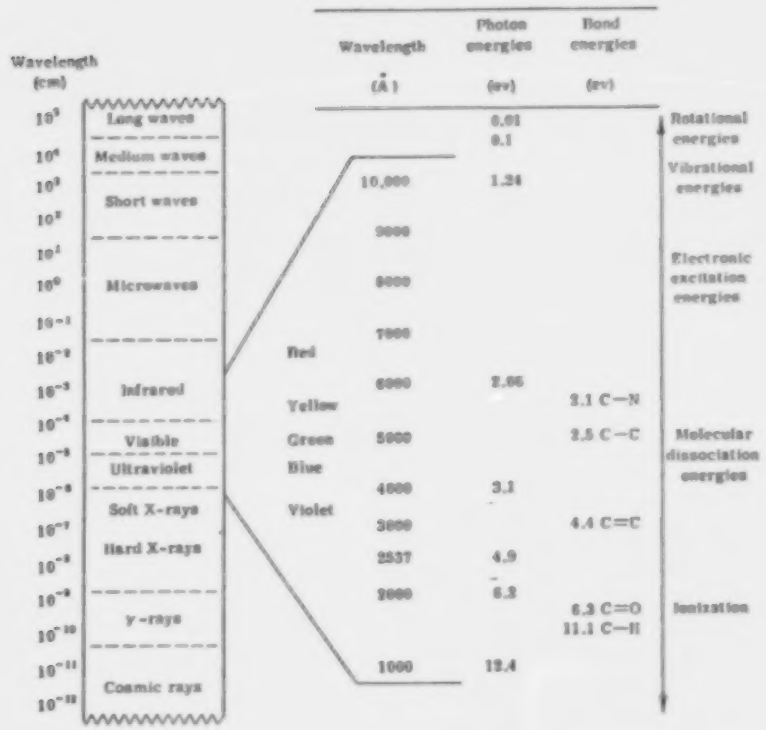



FIG. 1 LE SPECTRE ELECTROMAGNETIQUE (ref. 6)

La radiation ultraviolette, communément appelée UV, est formée de longueurs d'ondes émises de la région du spectre au-delà de la lumière visible mais avant les rayons X.

La région de la radiation UV du spectre est divisée en plusieurs bandes arbitraires selon les effets phénoménologiques.

Les radiations possédant des longueurs d'ondes comprises entre 2000 et 3000 A attirent notre attention car ils ont des effets d'inactivation sur les systèmes biologiques.

Il est très bien établi que l'exposition des microorganismes (bactéries, virus, fungis, etc.) à la lumière UV a pour effet de provoquer des changements structuraux au niveau du matériel génétique, empêchant la reproduction et entraînant leur mort (5, 7).

## 2.2 MECANISMES DE L'INACTIVATION

La bande étroite de lumière UV comprise entre 250 et 265 mm a souvent été appelée "germicide" car les rayons UV dans cette région sont létales pour les microorganismes.

L'exposition des microorganismes à la lumière UV produit des modifications structurales du matériel génétiques des cellules (DNA et RNA).

En fait, le DNA des cellules représente la principale cible des photons car il contrôle la reproduction des organismes (6).

Le spectre d'absorption de DNA montré à la figure 2 indique une efficacité maximum entre 250 et 265 mm (2). Par conséquent, des lampes à vapeur de mercure de faible pression sont la source par excellence d'énergie germicide car leur émission optimale est à une longueur d'ondes de 253,7 mm.

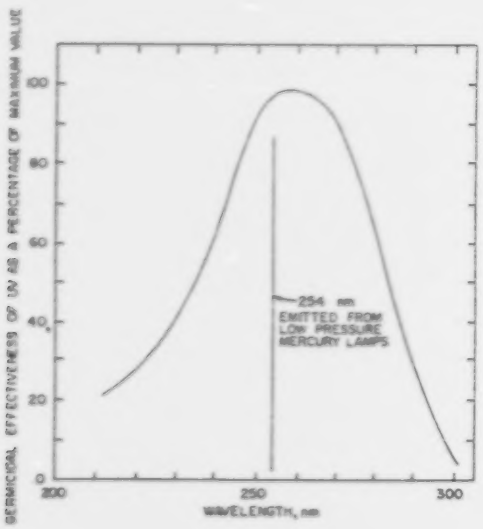



FIG. 2 EFFICACITE GERMICIDE RELATIVE DE L'ENERGIE IRRADIATE (réf. 2)

Les altérations provoquées par les radiations UV sur le DNA empêchent les cellules de se répliquer et peuvent entraîner leur mort. Si l'organisme traité meurt naturellement, l'eau a été désinfectée et il n'y a pas de production de nouvelle génération (5). Les mécanismes d'inactivation des microorganismes par une irradiation aux rayons UV sont très bien documentés dans la littérature (6, 8, 9).

## 2.3 EFFICACITE GERMICIDE

L'irradiation UV peut inactiver la plupart des microorganismes, particulièrement pour les longueurs d'ondes comprises entre 240 et 290 mm.

Le dosage de la radiation UV requis pour atteindre un niveau donné d'inactivation bactérienne est fortement dépendant des conditions de désinfection. Cependant, un système adéquat pourra produire des comptes de coliformes totaux aussi faibles que 25 à 50 c.t./100 ml. De plus, il a été démontré que la radiation UV était plus efficace pour l'inactivation des virus que le chlore ou l'ozone. La figure 3 présente l'efficacité relative de l'irradiation UV par rapport à celles du chlore et de l'ozone.

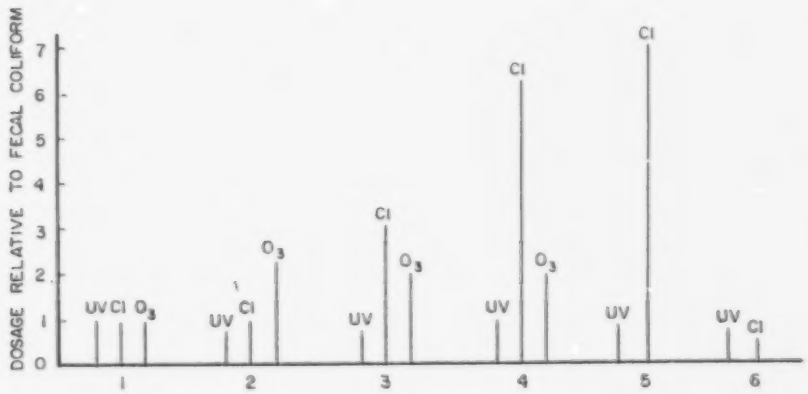



FIG. 3 EFFICACITE RELATIVE DES UV

1. ESCHERICHIA COLI
2. SALMONELLA TYPHOSA
3. STAPHYLOCOCCUS AUREUS
4. POLIO TYPE 1 VIRUS
5. COXSACKIE AZ VIRUS
6. ADENOVIRUS TYPE 3

L'efficacité de l'irradiation est également fonction de la quantité d'énergie ou la dose UV qui a été absorbée par les

microorganismes. La dose est le produit de l'intensité de l'irradiation (microwatts par centimètre carré) et le temps de contact (seconde).

Les recherches ont démontré que les temps de contact (admettant une intensité constante) requis pour obtenir une réduction logarithmique de 3 (99,9% destruction) varient de 60 secondes pour E. coli. jusqu'à 369 secondes pour B subtilis spores (7).

Il est utile de rappeler ici que l'irradiation aux rayons UV n'est pas une méthode de stérilisation complète et une destruction de 100% est presqu'impossible.

Egalement, en relation avec l'efficacité germicide, certains mécanismes peuvent, dans certaines conditions, aider les cellules des microorganismes à réparer les dommages causés par les photons.

## 3.ASPECTS ENVIRONNEMENTAUX

L'irradiation de l'eau usée par des rayons UV ne provoque aucune modification chimique de l'eau. Rien n'est ajouté à l'eau excepté de l'énergie qui produit de la chaleur et augmente la température de l'eau traitée.

Plusieurs manufacturiers d'équipements de désinfection préviennent l'utilisateur que l'irradiation UV détruit seulement les microorganismes invisibles et n'agit pas sur les organismes visibles à l'oeil nu.

### 3.1 TOXICITE

Les études effectuées à date sur la désinfection des eaux usées par les rayons UV ont démontrée que ce traitement n'a aucun effet toxique sur les organismes aquatiques.

Des bioessais ont été effectués sur des effluents d'égout secondaire désinfectés par des radiations UV à Brampton, Ontario (5). Aucune mortalité n'était observée dans l'effluent irradié, contrairement à l'effluent chloré.

Les études sur les effets secondaires de l'irradiation UV des effluents urbains sont toutefois très limités et des études supplémentaires ne feraient qu'améliorer les connaissances sur cet aspect du processus.

### 3.2 FORMATION DE SOUS-PRODUITS

La désinfection par les UV étant un processus physique, la probabilité de formation de quantités significatives de sous-produits chimiques dangereux est très faible.

Cette affirmation, toutefois, repose sur un nombre très restreint d'études et on peut affirmer qu'une preuve définitive manque (5, 10).

Etant donné que nous ne connaissons pas les effets de l'irradiation UV sur les constituants de l'eau usée que nous désinfectons (ces effets peuvent être bénéfiques, adverses ou combinaison des deux), des recherches supplémentaires sont nécessaires pour apporter des réponses aux questions suivantes:

1) Est-ce que l'irradiation UV ne convertit pas certaines composantes de l'eau désinfectée en des produits toxiques ou nutriments inorganiques favorisant l'eutrophisation?
2) Ceci est une spéculation mais est-ce que l'inverse ne pourra également être vrai, soit une dégradation des produits toxiques ou ceux associés à l'eutrophisation par l'irradiation UV?
3) Est-ce que l'affirmation de Jagger (9) que certains réactions chimiques entre l'eau irradiée et les composantes modifiées par l'irradiation est réaliste?
4) Et l'absorption de l'énergie UV par certains constituants de l'eau usée ne finira-t-elle pas par produire une microcontamination chimique de l'eau traitée?

### 3.3 MUTATION

La mutation des cellules irradiées survient si les UV altèrent le DNA ou le RNA des bactéries en un autre état viable, de telle façon que les descendants possèdent des caractéristiques différentes des cellules parentales préirradiées. Les conditions pour la mutation sont plus favorables lorsque la dose appliquée n'est pas suffisante pour tuer la majorité des cellules traitées.

Le phénomène peut aussi survenir spontanément durant la reproduction normale. Ainsi, l'effet de l'irradiation augmentera le taux de mutation. Peu de temps après l'irradiation, le taux de mutation retourne à une proportion normale et les mutans peuvent devenir actifs après quelques minutes, mais généralement après une ou deux divisions (5).

Considérant la diversité des microorganismes présents dans les eaux usées, il est difficile cependant de déterminer si les mutations sont dues aux UV seuls, à d'autres composés ou à une combinaison de plusieurs facteurs.

La littérature, même si elle couvre amplement les principes de base, ne nous apprend pas si par exemple, les organismes mutagènes produits suite à une irradiation UV ne présentent pas plus de risques que les organismes initiaux.

Et comme le mentionnent R.L. Jolley et coauteurs dans leur étude (11) des effets mutagènes de la désinfection, il est excessivement important d'effectuer des études d'identification des produits résultant des divers processus de stérilisation.

Ces études, faisant partie intégrante de la planification des besoins futurs en matière de désinfection des eaux usées, devront se pencher en plus sur l'augmentation possible des ris-

ques pour la santé humaine. En d'autres mots, balancer les risques avec les bénéfices d'utilisation de technologies alternatives de désinfection.

## 4.ASPECTS TECHNIQUES

La conception d'un système de désinfection par irradiation aux rayons UV repose sur le principe même du processus, soit l'efficacité du transfert de l'énergie électromagnétique d'une source (la lampe) dans le matériel cellulaire de l'organisme (matériel génétique plus précisément) (4).

L'efficacité de l'irradiation est affectée par plusieurs facteurs de nature physique, hydraulique, chimique ou microbiologique.

Etant donné que tous ces facteurs sont incorporés dans le modèle mathématique de conception proposé récemment par EPA (2, 4), une discussion générale sur chaque facteur précède celle sur le dimensionnement et le modèle lui-même.

Il est important de rappeler encore une fois que malgré la publication récente d'un manuel de conception par EPA (4), l'expérience pratique est assez restreinte et la conception elle-même repose encore lourdement sur une maigre information empirique.

La technologie étant toujours dans son enfance, elle ne peut permettre encore aux manufacturiers de fournir aux concepteurs des "fiches techniques" similaires à celle des pompes, garantissant une capacité, une consommation énergétique et une efficacité donnée pour une condition spécifique.

Bref, l'optimisation de certains paramètres critiques au bon fonctionnement du système est toujours entre les mains des manufacturiers, qui proposent une conception, une sélection de lampes et une configuration spécifique à leur système de désinfection UV.

L'apparition du manuel de design de EPA (4), quoique déficient sous certains aspects, permet finalement une uniformisation de l'approche de conception tout en fournissant des méthodes de vérification des systèmes existants ou proposés par les fabricants. L'expérience à vivre avec les systèmes en opération permettra d'affiner les méthodes et les approches proposées et de préciser davantage les hypothèses de départ.

### 4.1 FACTEURS AFFECTANT L'EFFICACITE GERMICIDE

Plusieurs facteurs peuvent affecter la désinfection par les rayons UV mais les principaux sont: l'intensité et le dosage, la qualité des eaux à désinfecter ainsi que l'espèce de microorganismes à éliminer.

### 4.1.1 INTENSITE ET DOSAGE

A un temps de contact fixé, le taux d'inactivation est en fonction de l'intensité UV dans le réacteur. Donc, la quantification de l'intensité devient nécessaire car elle fait partie de la notion "dose UV" également.

Malheureusement, il n'existe pas de méthodes de mesure directes de l'intensité pour un réacteur aux multiples lampes UV, car les détecteurs disponibles actuellement ne peuvent capter que l'énergie touchant une surface plane et non l'émission circulaire de multiples sources.

Plusieurs méthodes ont été suggérées et expérimentées (12, 13), mais en dernier lieu, c'est le manufacturier qui doit fournir l'intensité pour son système propre.

La figure 4 présente l'intensité nominale (transmission de la gaine: 100%; lampe UV neuve) en fonction de la densité pour des différents arrangements de lampes (fig. 5).

La densité UV est définie comme la puissance nominale UV (à 253,7 mm) disponible dans un réacteur d'un volume donné, exprimée en watts/litre.

Pour tenir compte du vieillissement des lampes ainsi que de la réduction causée par la gaine, deux facteurs de correction sont utilisés et l'intensité devient (4):

Imoy: (Imoy nominal) x (Fp) x (Ft)
Fp: rapport émission actuelle versus émission nominale
Ft: rapport transmission actuelle versus la nominale

Il est fortement recommandé d'avoir un programme d'évaluation en continu des coefficients Fp et Ft faisant partie des procédures d'exploitation de routine.

Les méthodologies sont très bien présentées dans les références 2 et 4.

Les valeurs de conception suggérées pour Fp et Ft sont les suivantes:

Fp: 0,8
Ft: de 0,4 à 0,7, dépendemment du type de gaine (quartz ou teflon) et des conditions de l'eau usée

Basé sur des études effectuées dans le passé, il est maintenant accepté que l'inactivation bactérienne dépende premièrement du dosage et pas de l'intensité seule (5). Donc, si l'intensité diminue, l'exposition ou le temps de traitement doit augmenter proportionnellement pour produire la même efficacité d'inactivation.

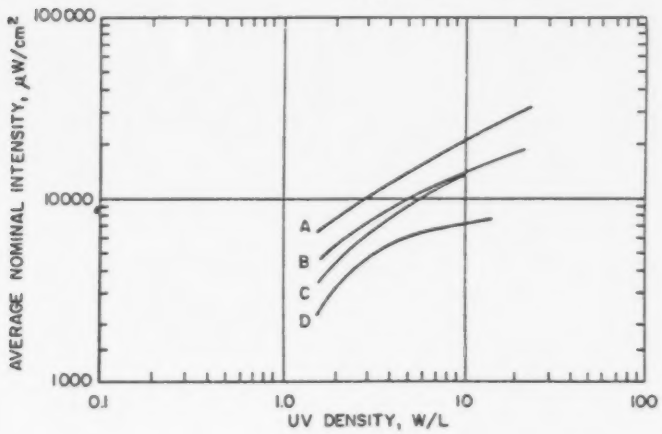



FIG. 4 INTENSITE CALCULEE EN FONCTION DE LA DENSITE UV POUR DES CONFIGURATIONS DE LAMPES DIFFERENTES: (A) UNIFORME; (B) UNIFORME DEPLACE; (C) CONCENTRIC; (D) TUBULAIRE (réf. 2)
NOTE: Coeff. d'absorption: 0,4 cm

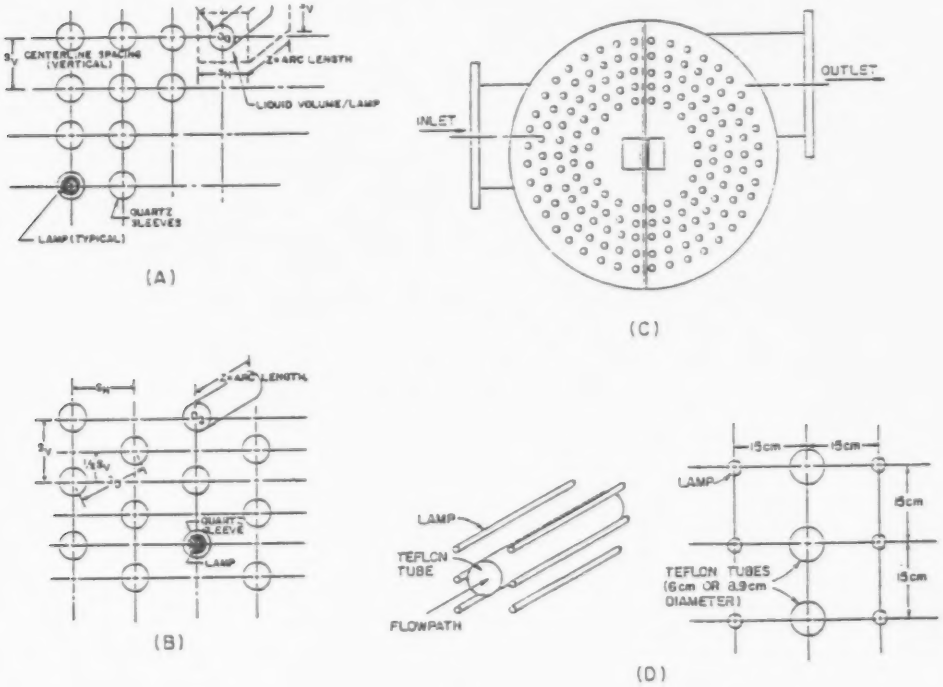



FIG. 5 CONFIGURATION DES SYSTEMES UV:
(A) UNIFORME; (B) UNIFORME DEPLACEE
(C) CONCENTRIQUE; (D) TUBULAIRE

L'équation reliant le taux d'inactivation à la dose est la suivante (5):

$N/No = e^{(-It/Q)}$ où

No = nombre de microorganismes avant l'irradiation
N = nombre de microorganismes survivants
I = intensité de l'énergie germicide
T = temps d'exposition (minute)
Q = dose d'exposition létale (40 mW.min/cm$^2$ pour E. coli)

Le tableau 1 représente les dosages requis pour inactiver 90 à 100% de types différents d'organismes par l'irradiation UV.

Les valeurs obtenues de ce tableau, ensemble avec les valeurs minimales suggérées par les manufacturiers d'équipements UV peuvent servir comme une première estimation du temps d'exposition requis pour une réduction donnée d'un organisme spécifique (5).

**TABLEAU 1: DOSE REQUISE POUR INACTIVER DIFFERENTS MICROORGANISMES (réf. 5)**

| Dose totale microwatts/s/cm$^2$ | Organisme |
|---|---|
| 400 000 | Algae, Blue-green* |
| 200 000 | Paramecium |
| 90 000 | Penicillium digitatum |
| 40 000 | Nematode eggs* |
| 15 000 | S. typhimurium |
| 10 000 | Pseudomonas aeruginosa |
| 9 000 | Clostridium tetani |
| 8 000 | Bacillus anthracis; Neisseria catarrhalis |
| 7 000 | Escherichia coli; Salmonella typhosa |
| 6 500 | Cholera |
| 6 000 | Bacteriophage (E.coli); Corynebacterium diphtheriae; Infectioux Jaundice; Poliomyelitis |
| 5 000 | Streptococcus Hemolyticus |
| 4 000 | Streptococcus pyogenes; Dysentery bacilli; Typhoid |
| 3 000 | Streptococcus viridans; Influenza |

* Indique 90% d'inactivation

### 4.1.2 QUALITE DE L'EAU USEE

Tel que précisé précédemment, trois facteurs majeurs affectent la conception et la performance d'un système de désinfection UV:

. l'hydraulique
. l'intensité de l'irradiation dans le réacteur
. la qualité de l'eau usée que l'on traite

Le dernier facteur n'est pas contrôlé par la conception elle-même mais plutôt le concepteur doit tenir compte des qualités de l'effluent dans son dimensionnement.

#### 4.1.2.1 DENSITE INITIALE DE MICROORGANISMES

Dans le cas d'une désinfection UV, contrairement à l'ozone et au chlore, la connaissance de ce paramètre est un prérequis.

Il est recommandé (2) d'obtenir des valeurs réelles par des échantillonnages en continu pour chaque type de traitement précédant la désinfection.

#### 4.1.2.2 SOLIDES EN SUSPENSION

Plusieurs chercheurs croient que la turbidité des eaux nuit et même empêche la désinfection par les ultraviolets.

Bien entendu, si on reste en accord avec les lois de la photochimie, l'énergie qui tue une bactérie est celle qui est absorbée par l'organisme. Donc, pour que l'eau soit désinfectée par l'irradiation aux rayons UV, elle ne devrait pas contenir un taux excessif de particules qui pourraient agir comme "bouclier" et empêcher l'énergie d'atteindre la bactérie.

Etant donné que le modèle mathématique de conception d'un système UV (4), qui sera présenté plus loin, tient compte de ce facteur, des échantillonnages sont requis pour le quantifier. Ces échantillonnages apporteront une précision additionnelle du dimensionnement, malgré que les critères de rejet concernant les MES sont connus lors de la conception de la station elle-même.

En effet, un système d'épuration biologique est un système fragile, qui répond aux variations de conditions de charges et de débits par des variations dans la qualité de l'effluent. Le système de désinfection qui est le traitement ultime avant le rejet doit donc être en mesure de produire un effluent de qualité bactériologique stable malgré les variations d'effluent observées en amont.

Ceci est une demande excessive en effet. Cette fragilité du traitement biologique est le facteur qui incite beaucoup de chercheurs à se prononcer en faveur d'un effluent filtré comme prérequis pour l'implantation d'une désinfection UV (7, 12, 14).

M. Albert D. Venosa d'EPA (15) considère que l'exigence d'une filtration est plutôt une protection contre un mauvais fonctionnement du traitement biologique en amont de la désinfection UV et n'est pas requise dans le cas d'une chloration ou d'une ozonation.

On peut, par contre, se poser la question suivante: Quelle

est la garantie qu'on aura un effluent désinfecté, peu importe le mode utilisé, si le traitement secondaire ne rencontre pas les critères fixés? Donc, la discussion de fond devra porter plutôt sur "concevons-nous une station d'épuration qui rencontrera les objectifs de traitement de façon consistante" ou "assurons-nous que la désinfection prend en charge l'effluent mal traité".

Cette discussion devra en plus tenir compte de la nature des normes bactériologiques de rejets, à savoir:

- est-ce une norme moyenne hebdomadaire? mensuelle? ou autre?
- le degré de sévérité des exigences (G.C. White considère qu'un rejet en haut de 20 c.f./100 ml n'est pas considéré comme désinfection en Californie; M. White considère que pour avoir 1000 ou 2000 ou 4000 c.f./100 ml, il suffirait de s'asseoir avec un marteau à la sortie de l'effluent...) (16).

Une étude récente (17) a permis d'obtenir les résultats présentés aux tableaux 2 et 3 et permet d'évaluer l'impact de la for- mulation des normes de rejet sur les exigences en matière de MES.

**TABLEAU 2: NIVEAU TOLERABLE DE MES (mg/l) POUR RENCONTRER LES OBJECTIFS DE DESINFECTION UV - COLIFORMES FECAUX (réf. 17)**

| NORME (par 100 ml) | 200 | 200 | 40 | 20 |
|---|---|---|---|---|
| | Solides en suspension (mg/l) | | | |
| Photoréactivation | Non | Oui | Non | Oui |
| Entre les lampes | 36 | 14 | 25,5 | 17 |
| A la sortie du système UV | 65 | 28 | 37 | 25 |

**TABLEAU 3: NIVEAU TOLERABLE DE MES (mg/l) POUR RENCONTRER LES OBJECTIFS DE DESINFECTION UV - COLIFORMES TOTAUX (réf. 17)**

| NORME (par 100 ml) | 2500 | 500 |
|---|---|---|
| | Solides en suspension (mg/l) | |
| Photoréactivation | Oui | Non |
| Entre les lampes | 26 | 37 |
| A la sortie du système UV | 40 | 53 |

#### 4.1.2.3 TRANSMISSION UV

Par analogue avec "demande en chlore", on peut identifier une "demande UV".

Différents composés organiques et inorganiques affectent l'absorption et la transmission d'UV.

La demande d'UV d'une eau spécifique est déterminée par des mesures de transmission et est exprimée par un coefficient d'atténuation. Ce coefficient s'améliore avec le degré de traitement (4):

- Ae: 0,2 à 0,35 $cm^{-1}$ (traitement tertiaire)
- Ae: 0,3 à 0,5 (traitement secondaire)
- Ae: 0,5 à 0,8 (traitement primaire)

Ce coefficient est incorporé dans le modèle mathématique de conception présenté plus loin.

Lors d'une étude des effets de la qualité de l'eau usée sur la désinfection UV, il a été démontré que les solides en suspension affectent plus le processus que la transmission UV, les flocons de MES étant en mesure de prévoir plus de protection pour les organismes que les produits absorbant les UV (17).

Etant donné la particularité de chaque situation, il est recommandé de procéder à des essais de transmission UV sur l'eau à désinfecter car ce paramètre, si bien défini, est une garantie pour un système optimum.

#### 4.1.2.4 PHOTOREACTIVATION

Suite à l'irradiation UV, certains mécanismes peuvent, dans certaines conditions, protéger les cellules des microorganismes et les aider à réparer les dommages causés par les photons.

Lorsque l'agence émettrice des normes exige de tenir compte de la photoréactivation dans la conception, cette dernière doit inclure des facteurs de correction.

Généralement, le système doit pouvoir obtenir une réduction d'un log additionnel si l'on doit tenir compte du phénomène de la photoréactivation.

Une autre question que soulève ce phénomène est la possibilité d'un accroissement de la vitesse de la division cellulaire des organismes qui sont restées viables après l'irradiation. Cette augmentation pourrait provenir du fait qu'il y a moins de compétition pour la nourriture ou à cause d'un plus grande volume de liquide par cellule vivante. Les résidus des cellules mortes pourraient aussi stimuler la croissance des cellules non endommagées (5).

Des études ont démontrées que la considération de la photoréactivation dans la conception entraîne un grossissement des équipements de l'ordre de 460% (7).

Lors d'une autre étude (17), une photoréactivation fut

observée à tous les degrés d'atténuation UV et de MES et les auteurs suggèrent que le phénomène doit être couvert par les normes de traitement.

La question de fond: Pourquoi certaines agences adressent la photoréactivation dans leurs normes et d'autres non?, demeure alors sans réponse.

## 4.2 CONCEPTION DU SYSTEME DE DESINFECTION UV

La publication du manuel de conception d'EPA (4) en 1986 est l'aboutissement de plusieurs années de recherche dans le but d'uniformiser la conception et la vérification des systèmes de désinfection par irradiations UV.

Le modèle mathématique de conception proposé dans ce manuel tient compte de tous les facteurs qui influencent l'efficacité germicide d'un réacteur UV.

L'utilisation de ce modèle, toutefois, exige la connaissance de plusieurs paramètres spécifiques à chaque cas, qui influencent profondément la conception et l'exploitation du système UV.

A cause du nombre relativement peu élevé d'informations sur les systèmes en opération, il est préférable d'obtenir les paramètres de conception par des essais pilotes. L'investissement initial pour ces essais est facile à justifier par les économies qu'on pourra obtenir en installant un système sur mesure au lieu d'un système sur ou sous-dimensionné.

### 4.2.1 MODELE MATHEMATIQUE

Le modèle mathématique proposé (2, 4, 18) pourra être utilisé soit pour la conception d'un système neuf de désinfection UV ou pour évaluer un système existant.

Il se présente sous la forme suivante:

$$N = N_o \exp\left[\frac{UX}{2E}\left\{1-\left(1+\frac{4Ea.I_{moy}^{b}}{U^2}\right)^{1/2}\right\}\right] + cSS^m$$

N= densité de bactéries après désinfection (org./cm$^3$)
No= densité initale de bactéries (org/cm$^3$)
a x Imoy : K = taux d'inactivation
Imoy= intensité moyenne de l'énergie UV (mW/cm$^2$)
U= vitesse de l'eau dans le réacteur (cm/s) U = X/V:Q
X= distance parcourue par une unité d'eau lorsqu'exposée à la lumière UV (cm)
V= volume du réacteur (l) (en présence d'espaces morts, ajusté au V effective)
E= coefficient de dispersion
SS= matières en suspension (effluent) (mg/l)
a, b, c, m, E= coefficients

Tel que mentionné auparavant, ce modèle incorpore tous les paramètres critiques à une bonne conception et un fonctionnement adéquat, soit:

1° le degré de désinfection requis
2° l'efficacité hydraulique du réacteur
3° l'intensité de l'irradiation UV
4° les qualités de l'effluent traité

Les références 2, 4, 18 décrivent en détail le modèle et son utilisation par un exemple type.

### 4.2.2 ESSAIS PILOTES

L'utilisation du modèle pour la conception exige la réalisation des essais, in situ de préférence, afin d'obtenir les coefficients de calibration propres à chaque cas. Ces essais devront couvrir:

a) l'hydraulique
   . temps de rétention effectif
   . dispersion
   . turbulence
   . volume effectif
b) l'intensité
   . taux de transmission UV
c) la qualité de l'effluent
   . concentration MES
   . densité de microorganismes
   . taux d'inactivation

Alternativement, les manufacturiers peuvent fournir aux concepteurs les coefficients propres à leur système de désinfection mais malheureusement, cette approche ne laisse pas une possibilité de contrôle ou d'optimisation possible.

Les coefficients fournis dans l'exemple de dimensionnement du manuel d'EPA (4) proviennent d'une évaluation d'environ 20 stations d'épuration au Canada et aux Etats-Unis.

L'utilisation directe des valeurs données dans le manuel doit se faire avec beaucoup de précautions car la dispersion des résultats reportés est une indication de la complexité de chaque cas.

Il est suggéré également dans le même document (4) de procédé à des essais pour calibrer le modèle proposé. Les auteurs sont d'avis que l'expérience pratique permettra éventuellement d'approfondir les connaissances et d'affiner les critères de design empirique.

Dans l'absence des essais réels, le modèle mathématique pourra servir pour l'évaluation d'un système proposé par un manufacturier.

Nous croyons que malgré l'avancement énorme de la technologie depuis une décennie, plusieurs questions fondamentales demeurent encore sans réponse.

### 4.2.3 CHOIX DE SYSTEME

Le choix du système, une fois le modèle appliqué, doit porter sur:

. le nombre de lampes
. la configuration du réacteur
. la consommation énergétique
. etc.

Etant donné que chaque système a ses propres caractéristiques, l'approche est plutôt une évaluation des équipements proposés par les manufacturiers. Leur nombre est relativement restreint actuellement, au moins les manufacturiers offrant un système de conception moderne et ayant fait ses preuves dans des conditions similaires à chaque cas.

Le manque d'expérience pratique se reflète dans "l'over design" habituellement observé dans les propositions des fabricants, car le concepteur procède souvent par un devis de performance.

Quant au choix final du système de désinfection, le concepteur doit tenir compte des considérations suivantes:

. un système modulaire est préférable (nettoyage et contournement)
. un accès facile à tous les éléments du système est requis
. s'assurer que les ballasts utilisés conviennent au système et sont protégés contre le surchauffement
. s'assurer que le panneau de contrôle est adéquatement ventilé, facile d'accès et conçu pour l'usage requis
. s'assurer que les lampes et les gaines sont de conception moderne, robustes et permettant un remplacement aisé
. exiger seulement des matériaux à l'épreuve de la corrosion
. porter une attention particulière au système électrique, tant du point de vue fabrication que du point de vue installation

Etre exigent en effet, au stade de la conception, pourra prévenir des problèmes d'exploitation tel le cas décrit ailleurs (19).

Une description générale des systèmes modernes de désinfection UV est donné dans la référence 4 et la documentation des manufacturiers complète les informations sur les systèmes actuellement en utilisation dans le continent nord-américain.

### 4.2.4 SYSTEME DE CONTROLE

Le degré d'automation pour contrôler un système de désinfection UV peut varier d'un minimum à une automation complète. Comme minimum, les équipements suivants sont recommandés par plusieurs auteurs (2, 4, 19, 20):

. débitmètre pour chaque réacteur
. moniteur UV individuel
. radiomètre portatif
. panneau avec alarme de haute température
. dispositifs d'isolation d'une partie du système

Dépendamment de l'importance du système, le système de contrôle pourra inclure des dispositifs d'isolation partielle d'unités, de réduction de voltage, de nettoyage automatique, etc. La validité de chaque système de contrôle doit être évaluée sur une base bénéfices-coûts.

Il est également recommandé de prévoir un système d'enregistrement des heures d'opération de chaque lampe, ceci dans le but d'évaluer le moment pour un changement.

En plus, des équipements de mesure de l'intensité des lampes et de la transmissibilité des gaines doivent faire partie des équipements de laboratoire standards.

### 4.2.5 EXIGENCES D'ECHANTILLONNAGE

Etant donné que la conception et la performance du système sont évaluées par la densité de microorganismes mesurées, des échantillonnages réguliers, de préférence aux heures diurnes fixes (10 à 15 h), est souhaitable.

A part l'évaluation bactériologique, des analyses sur les matières en suspension, la présence de graisses et de fer ainsi que sur la dûreté de l'eau, seront bénéfiques soit pour vérification des performances soit pour considérations d'entretien.

### 4.2.6 EXIGENCES DE SUIVI (MONITORING)

Ici, nous touchons probablement le désavantage majeur du procédé de désinfection par irradiation aux rayons ultraviolets.

Pour la désinfection UV, ne laissant aucun produit résiduel dans l'eau, telle la chloration, la seule façon de s'assurer que la conception est adéquate ou que le processus est sous contrôle et qu'il rencontre les normes, est de mesurer analytiquement les performances du système sur une base régulière et systématique.

Il est recommandé d'effectuer ces analyses plus fréquemment que les analyses bactériologiques requises à présent, ceci dans le but de permettre des évaluations systèmatiques des performances et des modes opératoires.

Les fréquences et les détails sont couverts partiellement dans le manuel de pratique WPCF-10 (2) mais finalement, seront en fonction des exigences des organismes de contrôle locaux.

## 4.3 CONSIDERATIONS D'EXPLOITATION

L'expérience vécue avec les systèmes en opération démontre que le facteur principal pour une opération adéquate est le nettoyage régulier des lampes.

Viennent en deuxième place les problèmes vécus d'accessibilité (éliminés dans quelques conceptions plus récentes et innovatrices) ainsi qu'une gestion adéquate des données empiriques en vue d'évaluer la fréquence d'entretien et les cycles de remplacement.

### 4.3.1 PREVISIONS POUR L'ENTRETIEN ET LE NETTOYAGE

L'inspection de routine la plus simple est l'inspection visuelle. Cette inspection est assez simple dans les systèmes ouverts et difficile pour les réacteurs fermés.

Une fois par année ou une fois par saison de désinfection, une évaluation de l'intensité des lampes (un nombre représentatif par module) est souhaitable (méthodologie décrite en 4). Cette procédure indiquera la nécessité du remplacement des lampes et des gaines.

Peu importe la présence ou non d'un système de nettoyage automatique (essui-glaces, dispositifs ultrason ou jets) ou d'un produit protectif sur les lampes, un nettoyage régulier avec un produit chimique est requis. La fréquence sera principalement en fonction des qualités de l'eau traitée et déterminée sur place, par expérience.

Les références 4 et 23 présentent une excellente discussion sur les différentes méthodes de nettoyage utilisées actuellement.

### 4.3.2 SECURITE ET RISQUES POUR LA SANTE

Comparativement aux autres modes de désinfection, l'irradiation UV s'avère un procédé très sécuritaire pour l'usager. L'irradiation est générée et utilisée sur place et les facilités de désinfection offrent un faible niveau de risques pour le personnel et le milieu environnant. Elle sussite généralement une réaction psychologique relativement neutre.

Les principaux problèmes provoqués par une exposition prolongée ou intense se traduisent généralement par une irritation douloureuse aux yeux et des rougeurs sur la peau.

L'utilisation de verres protecteurs pour les yeux et un habillement adéquat représentent une excellente protection puisque ces mesures suffisent à empêcher la pénétration des rayons UV (2, 5, 21).

## 5. ASPECTS ECONOMIQUES

### 5.1 COUTS D'INVESTISSEMENT

Les coûts d'investissement d'un système de désinfection UV dépendent de la nature et des quantités d'eau usée, du degré de prétraitement obtenu en amont ainsi que des exigences de traitement bactériologique fixées.

Ceci rend toute comparaison difficile car nous ne sommes pas assurés d'avoir la même base de comparaison pour tous les systèmes ou toute autre méthode envisagée.

D'après l'expérience vécue (2, 4, 5, 7, 22), la désinfection UV se compare avantageusement à une chloration-déchloration. Ceci est plutôt applicable pour des stations de moindre importance; l'économie d'échelle pour une station d'importance est très visible avec le chlore mais presqu'inexistante avec les UV.

Sur la figure 6 présentée dans la publication 22, nous avons superposé des estimations récentes pour quelques installations au Canada et au Québec.

## 5.2 COUTS D'EXPLOITATION

L'évaluation de cet aspect de la désinfection UV est une tâche subjective car l'expérience pratique est relativement faible. Surtout au niveau de la main-d'oeuvre, l'expérience vécue risque plutôt de refléter des heures associées avec une conception ou un équipement inadéquat donc non représentative pour l'estimation du temps réellement requis pour l'exploitation.

Le nombre d'heures requis pour l'opération, l'entretien et le suivi de routine (O & E) sont (4):

- 2 à 3 heures par semaine pour un système de moins de 100 lampes
- 15 à 30 heures par semaine pour une installation de plus de 1500 lampes

A ce temps, il faut ajouter environ 16 heures par 100 lampes pour l'inspection annuelle et les heures (environ 50% des O & E) à toute autre maintenance reliée au système (bâtiment, ventilation, etc.).

Le remplacement des composantes du système (lampes, ballasts, etc.) est la plus grosse composante des coûts d'exploitation.

La durée de vie des lampes suggérée (8700 heures) a été dépassée à certains endroits (4, 17), tandis que la consommation énergétique dépend de la durée annuelle d'utilisation du système.

La figure 7 (référence 4) reflète les résultats de l'expérience américaine avec des systèmes réels en opération.

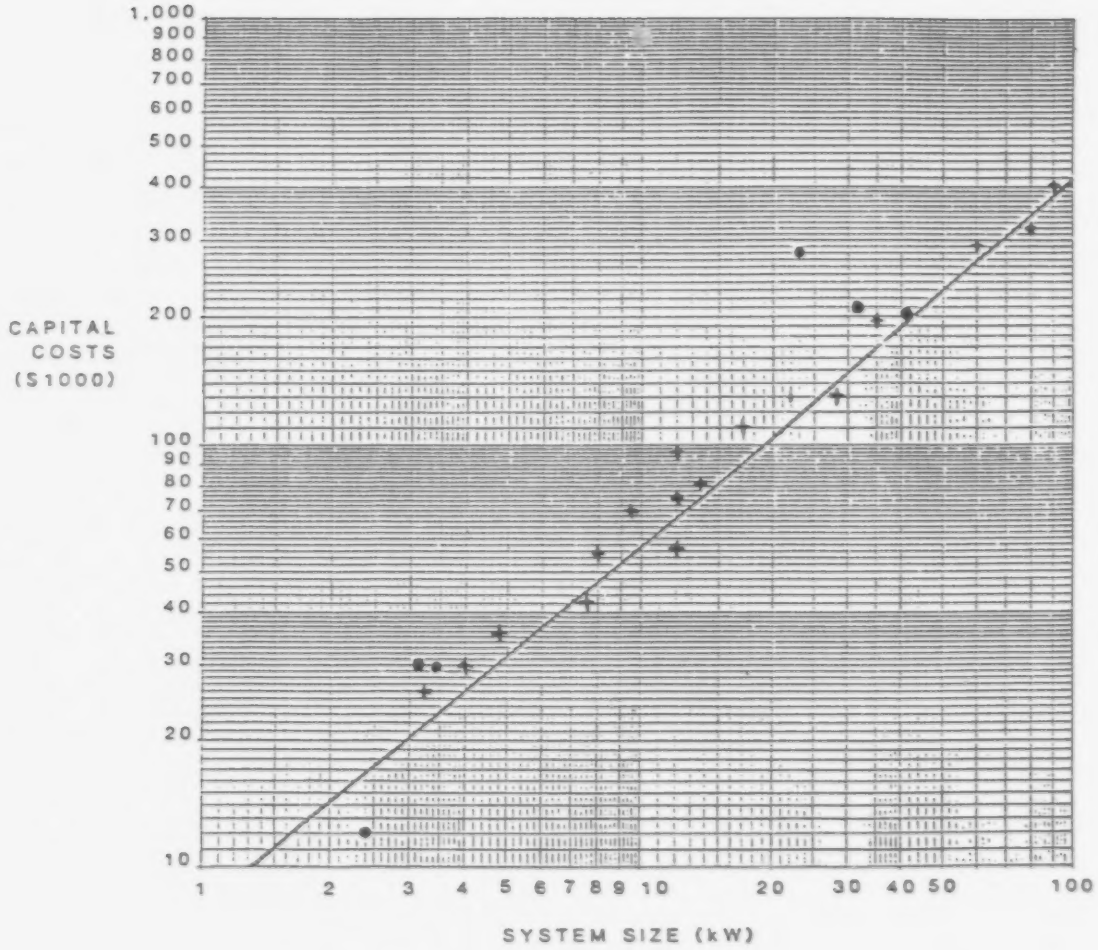



FIG. 6 COUTS D'INVESTISSEMENT: (réf. 3)

- Courbe EPA
. Sites étudiés (réf. 3)
+ Soumissions québécoises ou canadiennes

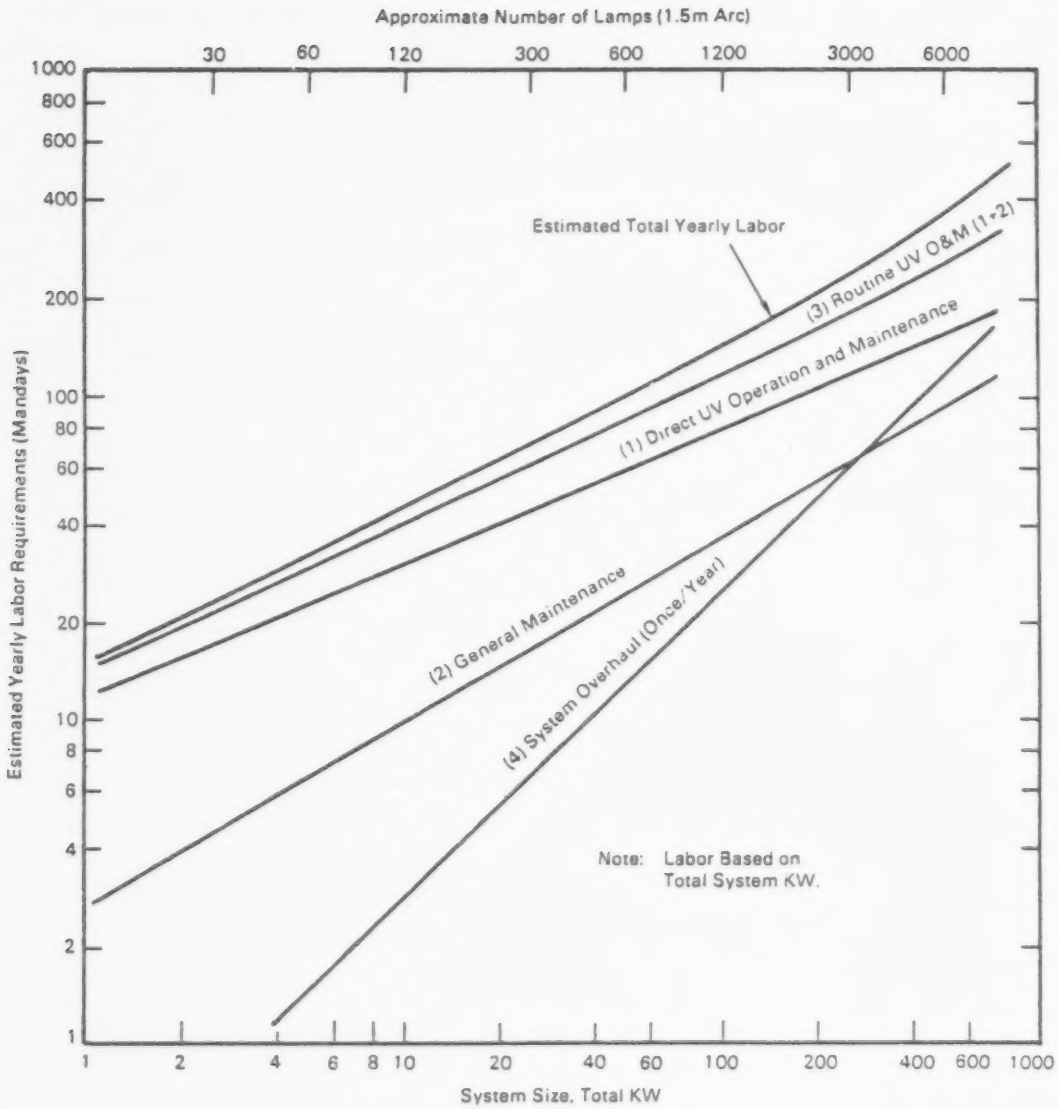



**FIG. 7 COUTS D'EXPLOITATION D'UN SYSTEME UV (réf. 4)**

## 6. SOMMAIRE

L'utilisation de l'irradiation ultraviolet pour la désinfection des effluents urbains est devenue une alternative effective et compétitive à la chloration-déchloration et à l'ozonation.

En effet, l'irradiation UV par des lampes à vapeur de mercure de faible pression est capable de fournir une désinfection adéquate des eaux usées, pourvu que les substances qui absorbent ou gênent la transmission de la radiation ne soient pas présentes au-dessus des concentrations critiques.

Le nombre de stations d'épuration équipées pour désinfecter aux rayons UV grandit constamment et quelques 120 installations sont dénombrées en 1986 au stade de conception, construction ou en opération.

La plupart des difficultés observées ne seraient pas apparentées au procédé UV lui-même mais plutôt à des difficultés mécaniques, électriques et hydrauliques.

A cause du faible taux d'expérience pratique et au manque d'information empirique, un suivi et une collecte de données plus fréquents sont recommandables, afin d'affiner les méthodes de conception et permettre l'amélioration des équipements.

Un des désavantages majeurs du processus est l'absence de méthodes pour évaluer l'efficacité de désinfection; l'évaluation doit reposer sur un suivi fréquent des qualités bactériologiques de l'effluent.

Pour la majorité des cas couverts par les études d'EPA, les débits actuels sont nettement en-dessous des débits de conception qui met en doute le comportement adéquat des systèmes pour les conditions de conception.

Aucune étude ne couvre le comportement d'un système d'irradiation UV dans un effluent mixte; les eaux usées à forte prédominance industrielle pourront ne pas être sujet à une désinfection aux rayons UV à un coût raisonnable, mais surtout sans des essais pilotes au préalable.

Des recherches futures doivent évaluer les effets bénéfiques, adverses ou combinés que l'irradiation UV produit sur les constituants de l'eau.

Les chercheurs doivent se pencher sur la question de l'identification des modifications observées après la désinfection UV et vérifier si les organismes mutagènes produits ne présentent pas plus de risques que les organismes initiaux.

Le modèle mathématique développé lors des études subventionnées par EPA, malgré d'être un pas vers l'uniformisation de la conception, repose sur beaucoup d'informations spécifiques à un site donné. Plusieurs paramètres doivent être obtenus par des essais pilotes et utilisés pour calibrer le modèle.

L'utilisation des courbes et des coefficients contenus dans

le manuel de conception d'EPA doit être faite avec beaucoup de précautions et seulement pour des fins d'évaluation préliminaire.

La méthodologie proposée dans ce document est un bon outil de vérification des équipements proposés par les manufacturiers, en autant qu'une calibration soit effectuée au préalable.

La nécessité d'avoir un prétraitement adéquat qui précède la désinfection UV a été démontrée à plusieurs reprises. Cette affirmation ne veut pas dire nécessairement qu'une filtration est requise (sur les 126 systèmes actuels dénombrés, seulement 24 incluent la filtration); la désinfection UV tout aussi bien qu'un autre mode de désinfection ne pourra pas remédier à un traitement inadéquat.

Le degré de prétraitement requis sera plutôt édicté par les normes bactériologiques de l'effluent.

Le phénomène de photoréactivation doit être inclus dans les exigences de désinfection.

La conception d'un système UV doit porter une attention particulière à:

- la configuration (une bonne hydraulique) est vitale pour le fonctionnement adéquat)
- la prévision des accessoires de nettoyage et les facilités d'évacuation des eaux de nettoyage
- l'intégrité des équipements (électricité, ventilation, etc)
- la facilité d'accès pour l'entretien régulier

Un nettoyage régulier (chimique et/ou mécanique) est une nécessité dans tous les cas, même si le système est équipé de nettoyage à ultrason par essui-glaces ou jets.

Plusieurs questions concernant les équipements, la conception et l'exploitation d'un système de désinfection UV demeurent sans réponse, à savoir:

- Comment déterminer si le nettoyage a été effectif?
- Quel est le mode de contrôle préférable: Par le nombre de lampes et par modulation de la puissance?
- Comment déterminer la fréquence de nettoyage?
- Comment s'assurer que le senseur UV détecte adéquatement la différence d'intensité avant et après le nettoyage?
- Comment déterminer avec certitude la fréquence de changement des lampes?
- Si l'agence émettrice de normes requiert une filtration tertiaire précédant la désinfection UV, comment concilier l'exigence de chlorer le média (formation d'algues et colmatage) et l'utilisation d'UV?

Nous espérons que les recherches, l'expérience pratique et les développements futurs saurons apporter une réponse aux questions précédentes, ceci afin que nous puissions concevoir et exploiter en toute confiance les procédés de désinfection des effluents urbains par irradiation aux rayons ultraviolets.

## REFERENCES


1. WHITE, GEO. CLIFFORD (1978). Disinfection of Wastewater and Water for Reuse. Van Nostrand Reinhold.

2. WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION (1986). Wastewater Disinfection. Manual of practice FD-10. Facilities Development.

3. WHITE, Sam C. E.B. JERNIGAN. A.D. VENOSA (1985). A Study of Operational Ultraviolet Disinfection Equipment of Secondary Treatment Plants. WPCF Conference. Kansas City.

4. USA EPA (1986). Design Manual; Municipal Wastewater Disinfection.

5. WASTEWATER TREATMENT SECTION, POLLUTION CONTROL BRANCH, ONTARIO MINISTRY OF THE ENVIRONMENT (1978). Ultraviolet Disinfection of Domestic, Sewage and Stormwater - A Litterature Evaluation.

6. SMITH, Kendric C. Philip C. HANAWALT (1969). Molecular Photobiology; Inactivation and Recovery. Academic Press.

7. WHITE, GEO. CLIFFORD (1986). Handbook of Chlorination. Van Nostrand Reinhold.

8. HARM WALTER (1980). Biological effects of Ultraviolet Radiation. Cambridge University Press.

9. JAGGER, J. (1967). Introduction to Research in Ultraviolet Photobiology. Prentice-Hall Inc.

10. SMITH, C.H.; J.M. HILLEGAS Jr.; A.B. HEINSOHN (1979). Application of Ultraviolet Radiation to Wastewater Disinfection; Wastewater Management.

11. USA EPA (1979). Progress in Wastewater Disinfection Technology, Proceedings of the National Symposium. Cincinnati.

12. JOHNSON, D.; R.G. QUALLS (1984). Ultraviolet Disinfection of a Secondary Effluent: Measurement of Dose and Effets of Filtration.

13. QUALLS, Robert G.; J. Donald JOHNSON (1983). Bioessay and Dose Measurement in UV Disinfection. Applied and Environmental Microbiology. Vol. 45.

14. QUALLS, Robert G.; Michael P. FLYNN; J. Donalds JOHNSON (1983). The role of Suspended Particles in Ultraviolet Disinfection. Journal WPCF. Vol. 55.

15. VENOSA, Albert D. (1986). EPA Cincinati. Communication personnelle.

16. WHITE GEO CLIFFORD (1986). San Francisco, Californie. Communication personnelle.

17. WHITBY, G. Elliot; Garry PARMATHER; Walter G. COOK; Francis BOON; Edna JANZEN (1985). The Effects of Wastewater Quality on Ultraviolet Light Disinfection. A joint paper by Trojan Technologies and Ontario Ministry of the Environment.

18. SCHEIBLE, O. Karl (1985). Development of a Rationaly Based Design Protocol for the Ultraviolet Light Disinfection Process. WPCF Conference. Kansas City.

19. USA EPA (1986). Proceedings. Preconference workshop on municipal wastewater disinfection. Los Angeles. Ca.

20. WHITLEY, G. Elliot; Garry PALMATHER; Walter G. COOK; Jan MARSCHALKERVEERD; Doug HUBER; Ken FLOOD (1984). Ultraviolet Disinfection of Secondary Effluent. Journal WPCF. Vol. 56.

21. MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR, DE LA SCIENCE ET DE LA TECHNOLOGIE DU QUEBEC (1985). Hygiène du Travail. Les Editions Le Griffon d'Argile Inc.

22. WPCF (1984). Wastewater Disinfection: A State-of-the-Art Report. WPCF Disinfection Comittee.

23. KREFT, P.; O. Karl SCHEIBLE; A.D. VENOSA (1985). Hydraulic Studies and Cleaning. Evaluation of Ultraviolet Disinfection Units. WPCF Conference. Kansas City.

24. WPCF WASTEWATER DISINFECTION COMITTEE (1984). Wastewater Disinfection - The Pros and Cons. Preconference Workshop. WPCF Conference. New Orleans.

# A Recirculating Intermittent Sand Filter System For On-Site Wastewater Treatment

J. Belicek, J.F.J. Zaal, and R.L. Kent
Conservation and Protection
Environmental Protection
Alberta District Office
Western and Northern Region
Environment Canada
Edmonton, Alberta

## ABSTRACT

The recirculating intermittent sand filter wastewater treatment system represents a relatively new, simple and promising alternative technology for wastewater treatment at locations where subsurface disposal of effluent is impractical. A prototype sand filter system was built at Sunwapta Falls Bungalows in Jasper National Park and became operational in the summer of 1984. The system was designed to handle an average wastewater flow of 12 240 litres per day to service a motel complex with a restaurant, gift shop and a gasoline pump station.

This paper presents the basic process concepts and the process design aspects, along with a review of our experience with the operational features of the system. A preliminary evaluation of the system performance indicates that the final effluent can consistently range below 10 mg/l $BOD_5$ and 5 mg/l total suspended solids.

## INTRODUCTION

Alternatives for simple, effective and reliable on-site wastewater management systems are limited. This situation is especially true where unsuitable soil conditions limit or preclude the use of septic tank and soil absorption systems. One option that meets the above criteria and has been successful under restrictive soil conditions is the recirculating intermittent sand filter (RISF) system. This system is essentially a sand filter intermittently flooded with pretreated wastewater. It differs from other sand filter systems in that the filtrate is returned and mixed with pretreated wastewater in a recirculation tank. This mixing and dilution stabilizes the loading to the sand filter and maintains aerobic conditions in the treatment process.

A tourist facility in Jasper National Park was instructed by Parks, Environment Canada, to upgrade its wastewater treatment and disposal system to comply with the Guidelines for Effluent Quality and Wastewater Treatment at Federal Establishments[22]. Faced with conditions which made soil absorption systems unfeasible, the owner of the facility was directed by Parks to consult Environmental Protection (EP), Environment Canada, for advice on alternatives. After reviewing various possibilities with EP, the owner opted for installation of an RISF system. Since to our knowledge this was the first RISF system in Canada, EP decided to carry out a full scale assessment to learn more about this technology and to determine how practical it would be for other wastewater management situations. EP, therefore, carried out a two year study of the design, construction and operation of this system.

This paper reports on our findings. It reviews the concept and rationale behind the RISF systems, and provides details on the design, construction and operation of the RISF system at this facility. It also reports on the performance of the system during its first two years of operation. This report was drawn from a detailed evaluation report under preparation[1].

## BACKGROUND

### Location

This study was carried out at Sunwapta Falls Bungalows, a motel complex situated on the Icefields Highway near Sunwapta Falls in Jasper National Park, Alberta (Figure 1). The original bungalows were built approximately 40 years ago. Today, the complex consists of a motel, restaurant, gift shop, a two pump gas bar, and includes staff quarters. Overnight accommodation for up to 74 people is provided in 24 cabins. The motel complex operates from the beginning of May to the middle of October. The restaurant seating capacity is 63. During the peak season (July and August), the daily visitors include up to 18 tour buses (up to 700 people) and many automobile tourists. The nearest town is Jasper, 55 km to the north. Electricity is generated on-site with a diesel generator. Drinking water is taken from Buck Creek, a mountain fed stream. Prior to the study, water use at the complex had not been measured.

The wastewater generated from the restaurant, staff quarters and cabins is collected via a shallow buried network which discharges into a two-chamber concrete septic tank. Originally, the wastewater was treated by septic tank only. The discharge travelled overland into Buck Creek, a small distance downstream from the complex. Attempts were made to dispose of the septic tank effluent via a tile field, however, they were not successful mainly due to the soils of low permeability in the area. Consequently, the complex operated without an adequate wastewater treatment system for many years. In 1984, a recirculating sand filter was constructed by the owner with advice from EP. The design of the filter was based on a review of the literature.[2-13]

### General Recirculating Sand Filter Process

The recirculating intermittent sand filter system consists of three major components: pretreatment, recirculation tank and sand filter (Figure 2). Pretreatment, generally, is accomplished in a two-stage continuous discharge septic tank. From the septic tank, the effluent flows by gravity into a recirculation tank, where it mixes with returned filtrate from the sand filter and is stored until it is cycled to the filter. A high volume pump periodically empties the mixture in the recirculation tank on to the surface of the sand filter. The liquid filters through the sand filter bed, collects in underdrains and is returned to the recirculation tank. The filtrate from the sand filter, in excess of the recirculation tank capacity, is diverted from the system as final effluent.

The RISF system operates on a cyclical basis. The filter is intermittently flooded to a depth of 5 cm. Flooding is achieved by rapidly pumping the contents of the recirculation tank onto the filter surface. After flooding, the liquid drains through the filter bed drawing air into the interstitial spaces of the media. This replenishment of air provides oxygen for the biological processes and wastewater aeration within the filter bed. The aerated filtrate returns to the recirculation tank where

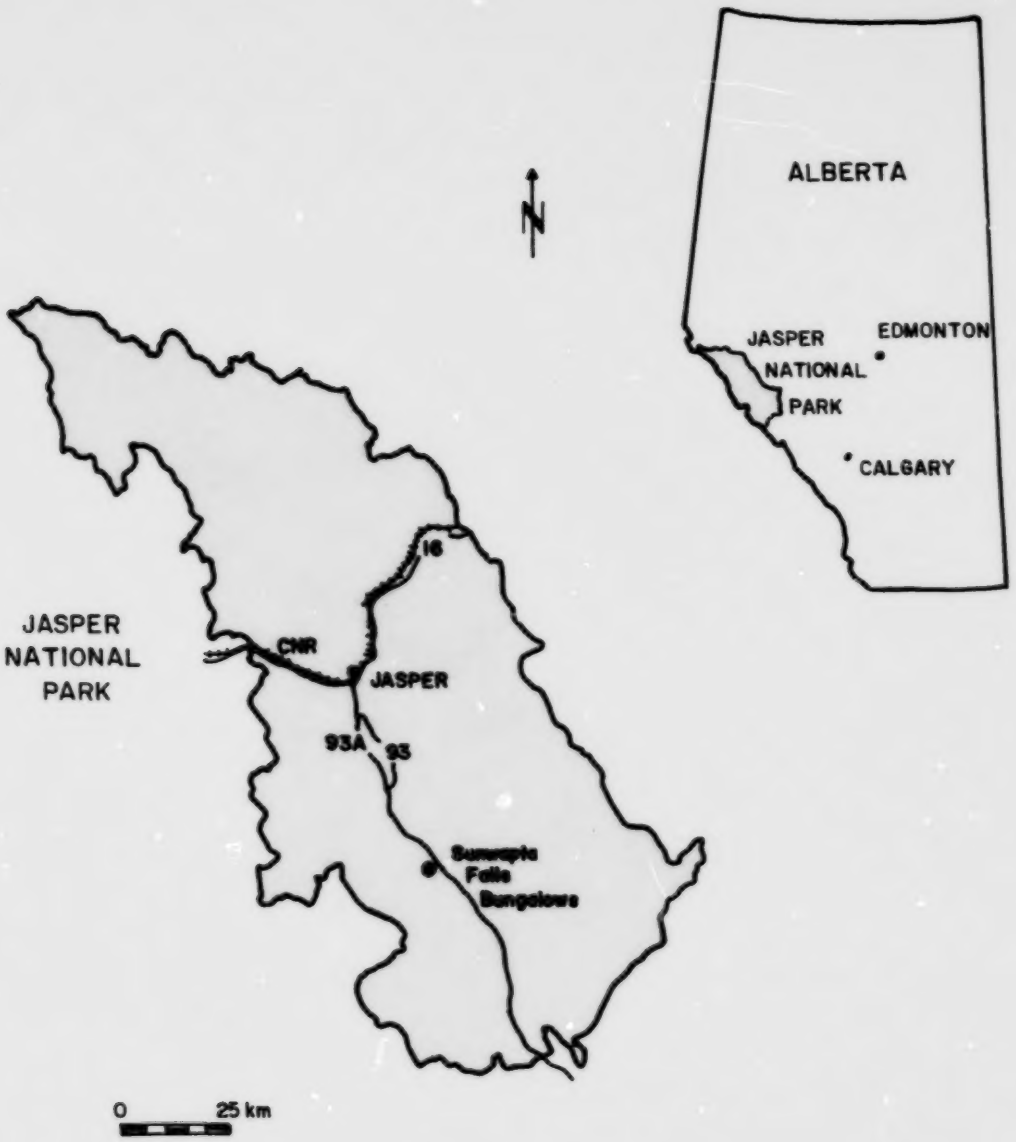



Figure 1: Sunwapta Falls Bungalows Geographic Location

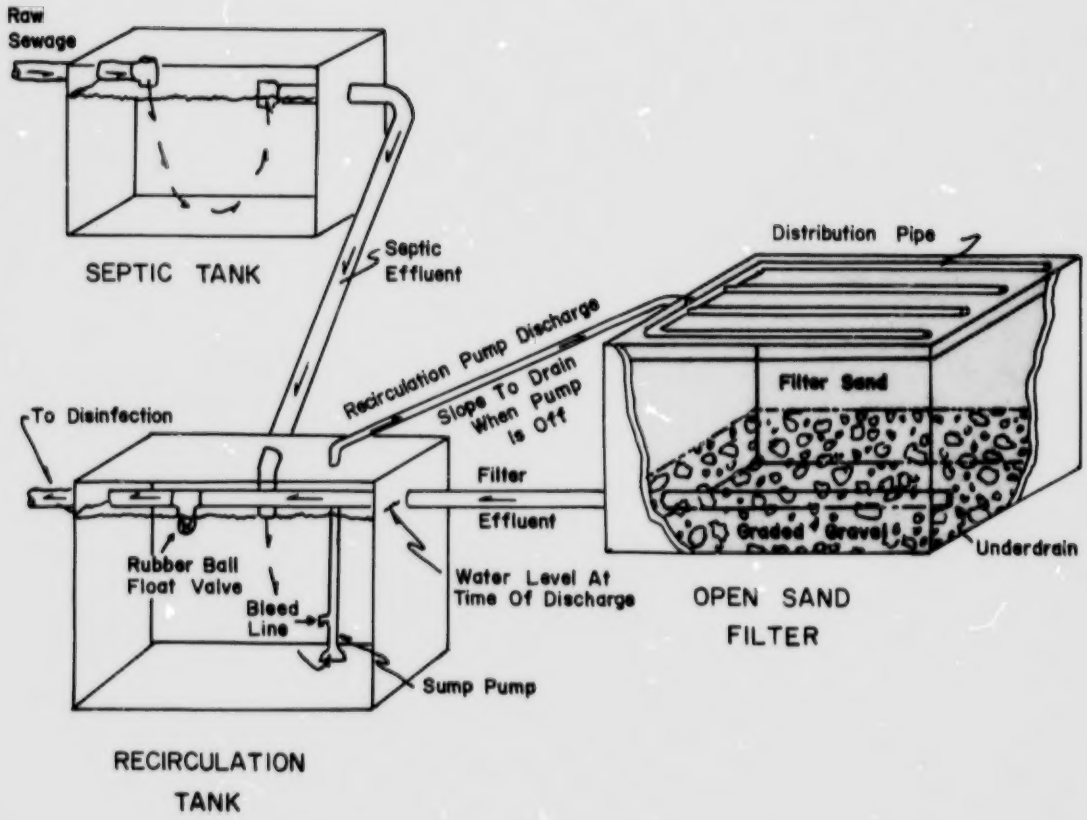



Figure 2: Schematic Diagram Of The Recirculating Sand Filter System (After Teske, 1979[4])

it is again mixed with septic tank effluent. This mixing and dilution stabilizes the loading to the sand filter and provides oxygen to keep the mixture aerobic thus preventing odours. On average, the wastewater passes through the filter three to five times.

The septic tank provides anaerobic pretreatment, sedimentation and scum segregation of the raw wastewater. The recirculation tank provides storage of the septic tank effluent and filtrate. The sand filter treats the applied mixture by physical, chemical and biological processes (straining and entrapment of solids, adsorption and complexing and volatilization of certain chemical constituents, and biological synthesis and degradation of organic matter).

## SUNWAPTA FALLS BUNGALOWS RECIRCULATING INTERMITTENT SANDFILTER

### Design

The system for Sunwapta Falls Bungalows was designed according to criteria as collectively developed in the literature [2-13]. These design criteria are summarized in Table 1. Sizing of the system was based on estimated unit values for the various types of water uses at the complex. The design water use was calculated as 13 600 litres per day.

Wastewater was assumed to equal 90 percent of the total estimated water flow. From this estimate, it was calculated that the average daily wastewater flow at this facility would be 12 240 l/d. The design utilized the existing two compartment septic tank for primary treatment of the wastewater. With an effective volume of 13 900 litres, the septic tank met the design criteria. The minimum required volume of the recirculation tank was determined to be 3 475 litres. Hydraulic loading of the filter was chosen as 160 $l/m^2/d$. At this hydraulic loading the required surface area of the filter was calculated as 76.5 $m^2$. At the selected recirculation ratio of 5:1, and 90 minute cycle times, the theoretical pumping capacity was calculated as 382.5 l/min. The filter was divided into two cells of equal size to provide operational flexibility and to facilitate maintenance.

### Construction

The owner acted as his own general contractor for the system. The layout of the system as constructed is shown in Figure 3. During construction, modifications were made to the design based on the availability of materials, ease of construction and economy. The sand filter was built on the soil surface without excavation. The sand filter frame was built from pressure-treated lumber and plywood. Berming was placed around the outside of the frame to reduce structural pressures. The inside walls were tarred and lined with polyethylene. The sand used for the filter was taken from a local river deposit. With an effective grain size of 0.31 mm and a uniformity coefficient of 2.1, the sand size was marginally above the lower limit specified in the design criteria. The recirculation tank installed in the system had a volume of 4 500 litres. It was a recycled, steel cylindrical oil tank coated with epoxy paint on the inside.

The filter size was modified to utilize standard lumber and plywood dimensions, resulting in two filter cells with a combined surface area of 68.4 $m^2$ (90 percent of design).

TABLE 1

Recirculating Sand Filter System Design Criteria

| | |
|---|---|
| **PRETREATMENT** | |
| Primary Sedimentation | septic tank or equivalent, 1 day retention (minimum of 2 compartments) |
| **RECIRCULATION** | |
| Recirculation Tank | Volume equivalent to 0.25 to 0.50 volume of septic tank |
| Recirculation Ratio | 3:1 to 5:1 (5:1 preferred) |
| Pump Size and Control | 16 cycles per day (1 cycle per 90 minutes) |
| **FILTER** | |
| Dosing and Filter Size | Flood filter to depth greater than 50 mm in 5 to 10 minutes (1 to 3 hours maximum between cycles)<br>Recirculation tank should empty in less than 20 minutes |
| Hydraulic loading of filter | 120 to 200 $l/m^2/d$ (forward flow) |
| Filter Media Material | Washed granular sand (less than 1% organic matter by weight) |
| effective size depth | 0.3 to 1.5 mm (1.0 mm or larger preferred)<br>600 to 900 mm |
| uniformity coefficient | less than 3.5 |
| Material supporting | Pea gravel (100 mm) |
| Distribution | Troughs on surface, splash plates at centre or corner, sprinkler system, or pipe distribution |
| Underdrains | |
| material | open joint or perforated pipe, minimum Ø100 mm |
| slope | 0.5 to 1.0% |
| bedding | 200 mm washed gravel or crushed rock (6-40 mm) |
| venting | upstream end |

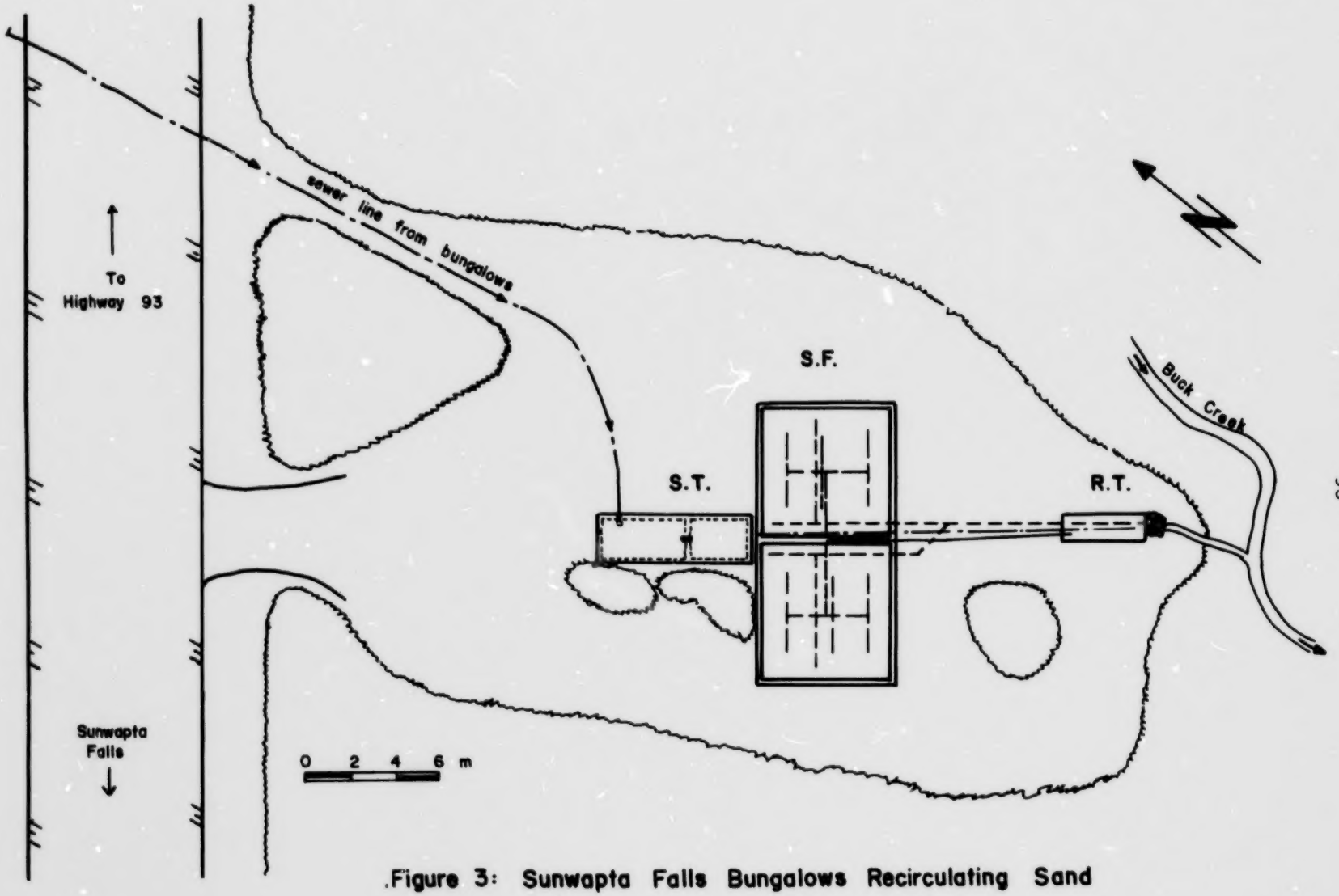



Figure 3: Sunwapta Falls Bungalows Recirculating Sand Filter System Overall Site Plan

## Operation and Maintenance

Two submersible pumps, each with a pumping capacity of 189 litres per minute, were installed in the recirculation tank for dosing the sand filter. Each pump was dedicated to one of the filter beds and controlled by its own electric timer. The sequence was arranged such that only one pump operated at any one time. The operating period was set at a constant 15 minutes while the resting period was varied over day and night within the peak and shoulder seasons (Table 2).

TABLE 2

Rest Periods for Each Sand Filter Bed

| | Season | Time (minutes) | |
|---|---|---|---|
| | | Day | Night |
| 1984 | Peak | 45 | 60[1] |
| | Shoulder | 60 | 90[2] |
| 1985 | Shoulder | 60 | 90[1] |
| | Peak | 60 | 90[1] |

1 12:00PM to 6:00AM

2 12:00PM to 7:00AM

Maintenance of the RISF system consists of standard septic tank maintenance and sand filter maintenance. For the sand filter, it was estimated that 20 mm of sand would be removed once per year. Raking or spading of the top 100 mm would also be conducted to break up the biological crust and restore the infiltration capacity as required or at least once per year. Sand replacement would be needed once 300 mm had been removed or the depth of the filter bed had been reduced to 600 mm.

At Sunwapta Falls Bungalows, during the peak season, it was necessary to rake the filter surface once per week in order to maintain proper operation. This frequency of raking was not necessary during the shoulder season when the system operated at or below design flows.

## Methods and Materials

The performance of the RISF system at this facility was monitored for portions of the 1984 and 1985 operating seasons. Water use was determined by the use of a water meter installed at the motel pumphouse. Initially, the sewage flows were also determined utilizing a V-notch weir

on the discharge pipe from the septic tank. Since the water use was found to equate to the sewage flows, weir readings were subsequently discontinued. In 1984, sampling consisted of weekly 24-hour composite samples of septic tank effluent and the sand filter discharge from the last week in July to the second week in October. In addition, a four-day intensive sampling program was carried out during the August long weekend when grab samples were taken every two hours for chemical and bacteriological analyses.

In 1985, sampling was conducted from June to mid-August every five or six days. Four six-hour composite samples were taken from the septic tank effluent and recirculation tank. Grab samples were taken from the final effluent every six hours.

Laboratory analyses were performed at the Environmental Protection Laboratories in Edmonton and on-site in accordance with standard methods and procedures [14,15]. Parameters analyzed included five-day biological oxygen demand ($BOD_5$), total suspended solids (TSS), total dissolved solids (TDS), volatile suspended solids (VSS), ammonia nitrogen ($NH_3$-N), total Kjeldahl nitrogen (TKN), and total phosphorus (TP). Bacteriological testing consisted of enumeration of total and fecal coliform, and fecal streptococci bacteria by membrane filtration technique.

The grain size of the sand filter was performed by standard sieve analysis by the Department of Transport laboratory in Edmonton.

## PERFORMANCE EVALUATION

### Hydraulic Loading

Daily water use at Sunwapta Falls motel complex for 1984 and 1985 are shown in Figures 4 and 5. In both years the average daily flows in the peak season were substantially higher than the design flows (1.95 x design flow and 1.55 x design flow in 1984 and 1985, respectively). During the 1984 fall shoulder season (September and October) and the 1985 spring shoulder (June) season the average daily flow approximated the design flow. The variation in water use between the peak and shoulder seasons are mostly attributable to changes in user population. Variations between the average water flows between seasons reflect differences in sampling schedule and improved water management practices instituted in 1985.

The diurnal water use is shown in Figure 6. It may be significant that the period of time at which the system was not loaded at flows greater than base flows, was substantially longer during the shoulder season than in the peak season. The system under these conditions would have more time to recover or rest during the shoulder season than during the peak season.

### Organic Loading

Characterization of the septic tank effluent (influent to the recirculation tank) is summarized in Table 3. The average concentrations of $BOD_5$ were 254 mg/l and 235 mg/l in the 1984 and 1985 peak seasons, respectively. Concentrations in the shoulder seasons in both years averaged slightly above 150 mg/l. The average concentrations of TSS in the 1984 peak season and both shoulder seasons were in the 40-45 mg/l range. The average peak season TSS concentration in 1985 was almost doubled at 92 mg/l. A similar pattern occurred for total phosphorus concentrations.

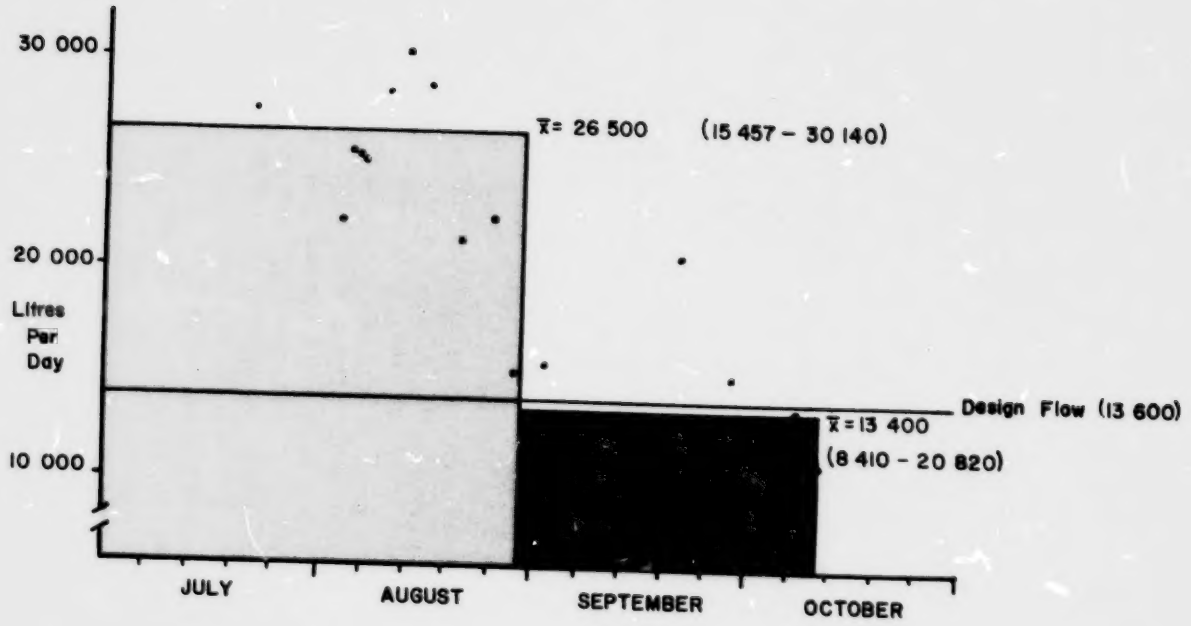



Figure 4: Daily Water Use - 1984

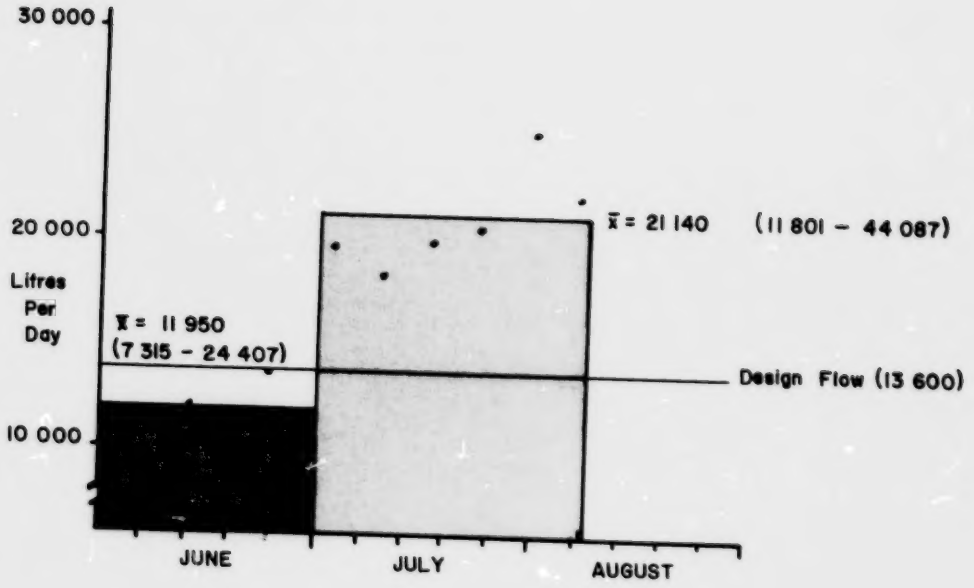



Figure 5: Daily Water Use – 1985

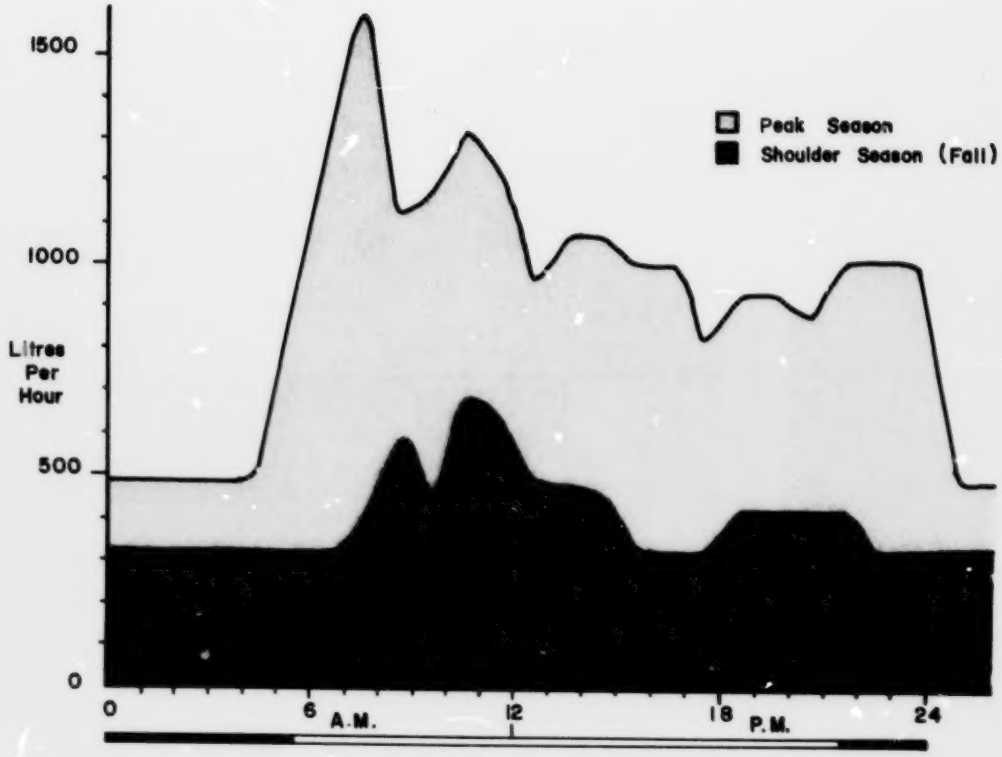



Figure 6 : Sunwapta Falls Bungalows Hourly Water Use - 1984

TABLE 3

Characterization of Septic Tank Effluent, Sunwapta Falls Bungalows

| | | | TSS | VSS | TDS | $BOD_5$ | TN | ON | $NH_3$-N | $NO_{2-3}$ | TP |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1984* | Summer Peak | Mean | 44 | 32 | 414 | 254 | 58 | 15 | 43 | 0.08 | 9 |
| | | Range | 25-61 | 5-48 | 362-454 | 171-319 | 35.1-72.0 | 8-21 | 27-58 | 0.01-0.19 | 6.4-10.0 |
| | Fall Shoulder | Mean | 42 | 36 | 410 | 152 | 36 | 7 | 29 | 0.07 | 9 |
| | | Range | 35-55 | 27-54 | 342-478 | 124-197 | 24.1-49.1 | 2-12 | 23-37 | 0.05-0.12 | 7.2-12.0 |
| 1985* | Spring Shoulder | Mean | 45 | 37 | - | 154 | - | - | 41 | 0.04 | 7 |
| | | Range | 22-80 | 16-66 | - | 22-421 | - | - | 22-69 | 0.01-0.14 | 4.5-10.0 |
| | Summer Peak | Mean | 92 | 72 | - | 235 | - | - | 74 | 0.05 | 14 |
| | | Range | 58-250 | 42-200 | - | 148-304 | - | - | 57-86 | 0.01-0.19 | 11.0-20.0 |

* 24 hour composite sample

All units are mg/l.

Average nitrogen values followed the pattern of the $BOD_5$ with shoulder season concentrations significantly lower than those measured in the peak season.

The averages determined for suspended solids and total phosphorus were, generally, lower than septic tank effluent concentrations reported in the literature (Table 4). Averages for $BOD_5$ and nitrogen were within the range of literature values.

Mass loadings were standardized by expressing them on a per capita basis, using typical values as reported in the literature [29-35,37]. In comparing the resulting person equivalents, it was noted that $BOD_5$ and nitrogen in the septic tank effluent were elevated relative to the other parameters. This finding was not totally unexpected since the facility wastewater was in large part generated from flows from the restaurant and the rest stop toilets - sources high in nitrogens and $BOD_5$ [12,29].

The higher concentrations of solids, nitrogen and phosphorus reported for the 1985 peak season were partly attributed to water conservation practices that year. However, the relatively lower $BOD_5$ concentration in 1985 remained unexplained.

## Performance

Overall, the performance of the Sunwapta RISF system was exceptional for $BOD_5$ and TSS removal. Effluent $BOD_5$ averaged 11 mg/l or less after the initial sampling period. Removals of total suspended solids were good throughout, with effluent values averaging 8 mg/l or less.

Removal efficiencies for this system were calculated from the influent concentration (Table 3), the sand filter effluent (Table 5) and the hydraulic loading. The summary of performance is presented in Table 6.

Removal efficiencies for $BOD_5$ averaged 95 percent or better except for the first sampling period which included the initial start-up phase. Similar, high removal efficiencies for total suspended solids were recorded after the initial start-up. Considering the relatively low TSS strength in the septic tank effluent, these removals were exceptional.

## Nutrient Removals

Although the primary purpose of the RISF installation at Sunwapta was to provide a system that would meet federal effluent criteria [22] of 20 mg/l for $BOD_5$ and 25 mg/l for TSS, the efficiency of removal and/or conversion of ammonia, total nitrogen, and total phosphorus was also calculated. Average ammonia removal/conversion ranged from 70 to 97 percent (Table 6) with the lower value occurring in the start-up phase of the system. Because of difficulties with TKN analysis, total nitrogens were only determined in 1984. Reductions of 50 percent in the summer and 29 percent in the fall occurred. Total phosphorus removal efficiencies (Table 6) ranged from 33 to 58 percent.

Total nitrogen losses during the peak seasons exceeded those that could be explained by biological immobilization, considering the phosphorus retention in the filter and normal N:P ratios in biomass [23]. It was surmised that substantial aerial losses of nitrogen occurred at that time of year.

The phosphorus was removed at rates ranging from six to ten percent of the weight of TSS. It had been loaded to the RISF at from 15 to 22 percent. Apart from indicating substantial pass-through of soluble phosphorus, it suggests that a considerable potential for enhancing phosphorus removal exists.

TABLE 4

Comparison of Septic Tank Effluent Characteristics from the Literature with Sunwapta Falls Bungalows*

| LITERATURE | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Reference | TSS | $BOD_5$ | TN | $NH_3$-N | TP |
| 25 | 101 | 140 | 36 | - | - |
| 26 | 95 | 240 | - | - | - |
| 27 | 45 | 93 | 33 | - | - |
| 16 | - | - | 44-124 | 33-101 | 17-90 |
| 28 | 39 | 120 | - | - | - |
| 17 | 81 | 143 | - | 131 | 190 |
| 18 | 176 | 280 | - | 97 | 12 |
| 19 | 136 | - | 83 | 65 | 15 |
| 20 | - | - | 42 | 22 | 12 |
| 24 | 49 | 138 | 45 | - | - |
| 21 | 35 | 168 | 125 | 109 | 17 |

| SUNWAPTA FALLS BUNGALOWS | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | TSS | $BOD_5$ | TN | $NH_3$-N | TP |
| 1984 | Summer Peak | 44 | 254 | 58 | 43 | 9 |
| | Fall Shoulder | 42 | 152 | 36 | 29 | 9 |
| 1985 | Spring Shoulder | 45 | 154 | - | 41 | 7 |
| | Summer Peak | 92 | 235 | - | 74 | 14 |

* Means or ranges are presented
All units are mg/l.

TABLE 5

Sand Filter Discharge Analyses Sunwapta Falls Bungalows

| | | TSS | VSS | TDS | $BOD_5$ | TN | ON | $NH_3$ | $NO_{2-3}$ | TP |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Summer Peak 1984* | Mean | 8 | 6 | 429 | 28 | 29 | 3.8 | 12.9 | 12.0 | 4 |
| | Range | 2-19 | 1-18 | 388-454 | 13-74 | 21-35 | 0.02-8.0 | 2.50-21.0 | 5.10-18.60 | 3-5 |
| Fall Shoulder | Mean | 2 | <1 | 460 | 5 | 26 | 0.8 | 2.1 | 22.6 | 5 |
| | Range | 1-3 | <1-2 | 400-514 | 2-13 | 21-32 | 0.30-1.1 | 0.20- 4.1 | 20.10-28.20 | 5-6 |
| Spring Shoulder 1985* | Mean | 5 | 3 | - | 8 | - | - | 1.02 | 40.92 | 5 |
| | Range | 1-33 | <1-27 | - | 1-87 | - | - | <0.01-4.40 | 25.59-55.40 | 5-6 |
| Summer Peak | Mean | 7 | 4 | - | 11 | - | - | 9.87 | 27.68 | 6 |
| | Range | <1-22 | <1-15 | - | 5-25 | - | - | 0.36-30.30 | 1.74-46.10 | 4-8 |

* 24 hour composite sample, units are mg/l

TABLE 6

Recirculating Sand Filter System Performance
Sunwapta Falls Bungalows

| | TSS | $BOD_5$ | TN | $NH_3$-N | TP |
|---|---|---|---|---|---|
| **1984** | | | | | |
| **Summer Peak** | | | | | |
| Load | 16.3 | 98.4 | 22.5 | 16.7 | 3.5 |
| Removed | 13.2 | 87.6 | 11.2 | 11.7 | 1.5 |
| Reduction | 81% | 89% | 50% | 70% | 43% |
| **Fall Shoulder** | | | | | |
| Load | 8.2 | 29.8 | 7.0 | 5.7 | 1.8 |
| Removed | 7.8 | 28.8 | 2.0 | 5.3 | 0.8 |
| Reduction | 95% | 97% | 29% | 93% | 44% |
| **1985** | | | | | |
| **Spring Shoulder** | | | | | |
| Load | 7.9 | 26.9 | -- | 7.2 | 1.2 |
| Removed | 7.0 | 25.5 | -- | 7.0 | 0.4 |
| Reduction | 89% | 95% | -- | 97% | 33% |
| **Summer Peak** | | | | | |
| Load | 28.4 | 72.6 | -- | 22.9 | 4.3 |
| Removed | 26.3 | 69.2 | -- | 19.8 | 2.5 |
| Reduction | 93% | 95% | -- | 86% | 58% |

Loading and removal is given in $g/m^2/d$;

Removal of Bacteria

Results of bacteriological examinations are presented in Table 7. One order of magnitude removal for the indicator organisms was observed. This level of bacterial reduction was less than that reported in the literature[24] for intermittent sand filters. At these levels, to comply with EPS guideline criteria [22], disinfection of the final effluent was required prior to discharge to surface waters.

DISCUSSION

A considerable undersizing of the RISF system servicing Sunwapta Falls Bungalows resulted from an underestimate of wastewater flows. The actual peak season flows were 1.55 to 1.95 times the design flows. Reliable estimates of wastewater produced by commercial facilities is often more difficult to obtain when there is high variability in the population served. This is particularly true in the case of the Sunwapta facility with diverse water uses (i.e. motel, restaurant, rest stop, gift shop, staff quarters, etc.) and where accurate information on the populations using the individual facilities is lacking. In such situations, the prudent course is to base the design on actual population use or flow measurements. Without such data, ample allowance should be incorporated in the flow estimates to ensure that design loadings are not exceeded in the ensuing facility.

Various investigators [8,36,38,39] have noted that not only the hydraulic loading rate but also the wastewater concentration has a bearing on the sand filter effluent quality and length of filter run. In general, the literature on sand filters does not provide information on mass loading. The design of RISF systems is, usually, based on hydraulic loading rate without specifying wastewater characteristics. To determine the mass loading that would be equivalent to the design hydraulic criteria (120- 200 $l/m^2/d$), we assumed loading with a typical septic tank effluent having TSS of 85 mg/l and $BOD_5$ of 165 mg/l (Table 4). At the selected hydraulic design loading of 160 $l/m^2/d$, the corresponding mass design loading for TSS and $BOD_5$ were 13.5 and 26.5 $g/m^2/d$, respectively. During the peak season the mass loading had a high average of 28.4 $g/m^2/d$ for TSS and 98.4 $g/m^2/d$ for $BOD_5$. When compared with design loads, the Sunwapta RISF system was overloaded by a factor of 2.1 x for TSS, 3.7 x for BOD.

In spite of this overloading, the RISF system operated at high removal efficiencies for TSS and $BOD_5$. Phosphorus, nitrogen removal and nitrification were also substantial. However, to maintain this level of performance substantially increased operator attention and maintenance was needed than had been anticipated from the design.

Length of filter run has also been shown to be related to effective sand size [8,36,38,39]. Smaller sizes result in better removal efficiencies, but also decrease the length of filter run. For instance, Sauer[38] noted a three fold increase in length of filter run when the sand size was increased from 0.2 to 0.5 mm.

Sand size criteria quoted in the literature suggest ranges of 0.3-1.5 mm. Some of the more recent literature, favours larger grain size (0.5 mm or greater) because of the longer filter runs or reduced maintenance requirements. At Sunwapta Falls, the sand utilized had an effective size of 0.31 mm. While it is difficult to draw absolute conclusions because of the overloading experienced, the smaller grain size likely added to the maintenance problems. From the above, we suggest that

TABLE 7

Reduction of Bacteria by RISF System (1984)

| | Total Coliforms | Fecal Coliforms | Fecal Streptococci |
|---|---|---|---|
| Septic Tank Effluent : | | | |
| Mean | 42.7 | 13.3 | 9.1 |
| Range | 5.0-94.0 | 3.0-36.0 | 2.8-83.0 |
| Sand Filter Discharge: | | | |
| Mean | 7.5 | 2.4 | 3.5 |
| Range | 0.9-56.0 | 0.3-9.0 | 0.6-21.0 |
| Reduction | 82% | 82% | 62% |

Values expressed are x $10^5$/100 ml; means are geometric

designers of RISF systems obtain accurate information on both the hydraulic and mass loading to the system. The filter size should be based on whichever of the loading factors is limiting. We also believe that the designer should consider specifying sand sizes greater than 0.5 mm.

The intermittent loading and recycling in the RISF system accomplishes two objectives. First, the load is distributed across the filter area and the following rest period allows aerobic decomposition to proceed to completion before additional loading occurs. Secondly, by diluting forward flow with return flow from the sand filter in the recirculation tank, the requirement for aerobic digestion in the sand filter tends to be equalized over time. As well, the mixture remains aerobic, preventing odour problems.

The uniform distribution of the load over the entire surface area of the filter depends on the distribution system and the pump capacity. Essentially, the quicker the loading to the filter can be accomplished (without disturbance of the surface) the better. The equalization of the load over time is a function of the recirculation rate. Higher recirculation ratios will have a greater leveling effect. Where the incoming wastewater is more variable, higher recirculation ratios would be desirable as compared to where the loading is more consistent.

In the Sunwapta situation, it was found that to accomplish flooding over the entire filter area to the desired depth, the pumps needed to be operated for at least fifteen minutes. The operation of the pumps was controlled by electric timers with pumping time held constant. This set-up had the effect of varying the recirculation ratio proportional to the forward flow. The ratio decreased as the forward flow increased. This relationship resulted in higher strength loadings to the filter during higher hydraulic loadings.

While it was not possible to ascertain the degree to which these factors contributed to increased requirements for filter maintenance, we feel that in the design of an RISF system, pump size should be specified to effect the highest practical rate of flooding and that maintaining the recirculation ratio within the 3:1 to 5:1 range consistently would be beneficial.

On several occasions during the operation of the RISF, it was noted that the return flow from the sand filters and the incoming flow from the septic tank exceeded the hydraulic capacity of the recirculation tank. This overload resulted in discharge of a mixture of treated and untreated wastewater. To prevent such uncontrolled discharges, provision of sufficient freeboard to absorb hydraulic surges in the recirculation tank or some other control mechanisms should be included in the design.

Our experience with the RISF system at the Sunwapta facility showed that a high degree of treatment performance can be attained in an open filter during the May to October season. Whether the sand filter would perform adequately under Canadian winter conditions could not be determined from this study. We concur with findings of others [2] that the system would have application for year-round use if the design incorporated measures to minimize heat loss from the components of the system such as insulated filter covers and tank and piping insulation.

The use of a cover over the sand filter would also provide additional benefits, such as the control of growth of algae and weeds, exclusion of trash and prevention of physical disturbances by wild animals or people. Considering the aerobic nature of the process, provisions for proper ventilation would be required. To allow for the maintenance requirements

of the filter, ready access to the filter would be necessary to facilitate sand raking and replacement.

At this particular location one of the operational and maintenance problems encountered was the damage by bears to the filter distribution piping. On three occasions the system had to be shut down and repaired. As with any open treatment system, fencing should be strongly considered in the design requirements.

The capital cost of the RISF system servicing Sunwapta Falls motel complex as built by the owner was approximately $8,000. An estimated contract price was $15,000. Based on design flow of 12 240 l/d, the corresponding unit costs were $0.65 and $1.23 per litre. In Alberta, the flow unit costs for soil absorption fields range between $ .50 and $1.20 per litre. Consequently, the RISF system compares favourably with a septic tank- soil absorption system particularly where soil problems are encountered. In situations where small mechanical plants with typical flow unit costs in the order of $2.00+ would be considered, the RISF system has a substantial cost advantage.

## CONCLUSIONS

1. The RISF system consistently produced an effluent below the federal effluent guidelines for $BOD_5$ and total suspended solids (TSS) - 20 mg/l $BOD_5$; 25mg/l TSS.

2. The sizing of the system, based solely on hydraulic wastewater flow does not appear appropriate for situations with higher strength of wastewater.

3. The acceptable mass loading rates were 10-17 $g/m^2/d$ for TSS and 20-33 $g/m^2/d$ for $BOD_5$.

4. The RISF system likely has broad applications for wastewater treatment, particularly at facilities with small wastewater flows, and in situations where surface discharge is possible.

5. The RISF system compares favourably in cost with other management systems for small wastewater flows.

## RECOMMENDATIONS

1. The RISF system should be considered for small, on-site wastewater treatment where surface discharge is acceptable.

2. The design of the RISF system should be based on both hydraulic and mass loading of the filter.

3. Actual (measured) or substantiated estimates for hydraulic and organic loadings should be used to size the RISF system.

## ACKNOWLEDGEMENTS

The recirculating sand filter wastewater treatment system was built on the initiative of Paul Corlett, the owner of Sunwapta Falls Bungalows. His

assistance with various aspects of the field evaluation program was much appreciated. Messrs. Wayne Tuck and Steven Cunningham carried out the sampling program during the 1984 and 1985 season respectively. The Warden Service of Jasper National Park provided logistic support in deliveries of samples to EPS laboratory. Staff of EPS laboratory in Edmonton performed all chemical and bacteriological analyses. We thank them all for their help. We also thank the staff involved in typing this report.

REFERENCES

1. Belicek, J., J.F.J. Zaal and R.L. Kent. Evaluation of a Recirculating Sand Filter System for On-site Wastewater Treatment. Alberta District Office, Conservation and Protection, Environmental Protection, Environment Canada (in preparation).

2. U.S. EPA, "Design Manual - Onsite Wastewater Treatment and Disposal Systems", October 1980.

3. Hines, M. and R.E. Favreau, "Recirculating Sand Filter: An Alternative to Traditional Sewage Absorption Systems: in "Proceedings of the National Home Sewage Disposal Symposium, 1974", 1975, American Society of Agricultural Engineers.

4. Teske, M.G., "Enhanced Treatment for Surface Discharge", in "Proceedings of the Sixth National Conference 1979, Individual Onsite Wastewater Systems", Ann Arbor Science Publishers Inc.

5. Reed, S.C., W.L. Ryan, J.J. Cameron, and J.R. Conzown, "Onsite Utility Services for Remote Military Facilities in the Cold Regions", May 1984, U.S. Army Corps of Engineers, Report 84-14.

6. Hines, M.W., E.R. Bennett, and J.A. Hoehne, "Alternate Systems for Effluent Treatment and Disposal".

7. Sauer, D.K., "Treatment Systems Required for Surface Discharge of Onsite Wastewater", in "Proceedings of the Third National Conference 1976", Ann Arbor Science Publishers Inc.

8. University of Wisconsin. 1978. Management of Small Waste Flows. EPA-600/2-78-173.

9. Ross, S.A., P.H.M. Guo, and B.E. Jank, "Design and Selection of Small Wastewater Treatment Systems", March 1980, Environment Canada, Report EPS 3-WP-80-3.

10. Chowdhry, N.A., "Domestic Sewage Treatment by Underdrained Filter Systems", December 1974, Ontario Ministry of the Environment, Publication No. 53.

11. Chowdhry, N.A., "Septic Tank - Sand Filter Systems for Treatment of Domestic Sewage", June 1977, Ontario Ministry of the Environment, Publication W64.

12. Laak, R. "Wastewater Engineering Design for Unsewered Areas", 1980. Ann Arbor Science, p. 179.

13. Brandes, M., N.A. Chowdry and W.W. Cheng, "Experimental Study on Removal of Pollutants for Domestic Sewage by Underdrained Soil Filters" in "Proceedings of the National Home Sewage Disposal Symposium, 1974", 1975, American Society of Agricultural Engineers.

14. U.S. EPA, "Manual of Methods for Chemical Analysis of Water and Wastes", March 1979.

15. American Public Health Association, American Water and Wastewater Association, and Water Pollution Control Federation, "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 15th edition, 1980.

16. Bouma, J., W.A. Ziebell, W.G. Walker, P.G. Olcott, E. McCoy and F.D. Hole. 1972. Soil Absorption of Septic Tank Effluent. University of Wisconsin, Information Circular No. 20.

17. Brandes, M. 1976. Ministry of the Environment, Research Report #61 Ontario.

18. Viraraghavan, T. and R.G. Warnock. 1976. Water, Air and Soil 5: 281.

19. Clesceri, N.L. 1977. Rensselaer Fresh Water Research Institute, Report 76-10.

20. Gibbs, M.M. 1977. N.Z.J. of Science 20: 255.

21. Whelan, B.R. and Z.V. Tinannis. 1982. Daily Chemical Variability of Domestic Septic Tank Effluent. Water, Air, and Soil Pollution 17: 131-139.

22. Environment Canada, "Guidelines for Effluent Quality and Wastewater Treatment at Federal Establishments", April 1976, Report EPS-1-EC-76-1.

23. Alexander, G.C. and R.J. Stevens. 1976. Per Capita Phosphorus Loaded from Domestic Sewage. Water Research 10: 757-764.

24. Metcalf and Eddy, Inc. 1979. "Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse". 2nd Edition. McGraw-Hill, New York.

25. Salvato, J.A. 1955. Experience with Subsurface Sand Filters. Sewage and Industrial Wastes 27(8): 909.

26. Bernhart, H.P. "Wastewater from Homes", 1967. University of Toronto. Toronto, Ontario.

27. Thomas, R.E. and T.W. Bendixen. 1969. Degradation of Wastewater Organics in Soil. J. Water Pollut. Control Fed. 41(5): 808.

28. Laak, R. 1973. Wastewater Disposal Systems in Unsewered Areas. Final Report to Connecticut Research Commission. Civil Engr. Dept. Univ. of Conn. Storrs, Conn.

29. Laak, R. "Relative Pollution Strengths of Undiluted Waste Materials Discharged in Households and the Dilution Waters Used for Each, as Presented in Manual of Grey Water Treatment Practice" 1975. Ann Arbor Science, Ann Arbor, Michigan.

30. McKenna, C.J. "Nutrient Population Equivalent of Domestic Waste Water". M.S. Thesis, 1970. Marquette Univ. Milwaukee, Wisconsin.

31. Zanoni, A.E. and R.J. Rutkowski. 1972. Per Capita Loadings of Domestic Wastewater. J. Water Poll. Control Fed. 44(9): 1756-1762.

32. Cohen, S. and H. Wallman. 1974. Demonstration of Waste Flow Reduction from Households. EPA-670/2-74-071 U.S. EPA. Cincinnati, Ohio.

33. Ligman, K., N. Hutzler and W.C. Boyle. 1974. Household Wastewater Characterization. J. Env. Eng. Div. ASCE. Prac. Paper 10372.

34. Olsson, E., L. Karlgren and V. Tullander. 1968. Household Wastewater, Report 24:1968, The National Swedish Institute for Building Research, Stockholm, Sweden.

35. Bennett, E.R. and K.D. Linstedt. 1975. Individual Home Wastewater Characterization and Treatment Completion Report Series. No. 66. Environmental Resources Center. Colorado State Univ. Fort Collins, Colorado.

36. Stothoff, J.R. "The Effect of Applied Wastewater, Loading Rates and Sand Size on the Performance of Intermittent Sand Filters". M.S. Independent study, 1976. Univ. of Wisconsin, Madison, Wisconsin.

37. Fair, G.M. and J.C. Geyer. "Water Supply and Wastewater Disposal", 1954. John Wiley and Sons, Inc., New York, N.Y.

38. Sauer, D.K. 1975. "Intermittent Sand Filtration of Septic Tank and Aerobic Unit Effluents Under Field Conditions". M.S. Thesis, University of Wisconsin, Madison, Wisconsin.

39. Sauer, D.K., W.C. Boyle and R.J. Otis. 1976. Intermittent Sand Filtration of Household Wastewater Under Field Conditions. J. Environ. Eng. Ar., ASCE 102, EE4.

TITLE: **BIOFILTRATION DES EAUX USÉES PAR LES PROCÉDÉS BIODROF/BIOFOR**

AUTHORS: **Gendron, Lefebvre Consultants**
**Michèle Prévost**

## RESUME

Cette étude, d'une durée de 6 mois, réalisée conjointement par Gendron, Lefebvre & Associés, Degrémont Infilco et l'assainissement urbain du MENVIQ, a vérifié l'efficacité de ces procédés en eaux froides et diluées à l'usine d'épuration de Ste-Rose à Laval. Des résultats d'enlèvement des principaux paramètres pertinents ont été obtenus pour des charges hydrauliques variant de 4 à 8 m/h. La rapport final de cette étude est actuellement en rédaction.

# DEVELOPPEMENTS DE LA DECANTATION LAMELLAIRE DANS SES APPLICATIONS A L'EPURATION DES EAUX USEES DOMESTIQUES

-ooOoo-

F. BLONDEAU - O.T.V.
OMNIUM DE TRAITEMENTS ET DE VALORISATION
11, Avenue Dubonnet 92407 Courbevoie - France
J.Y. BONTONOU - JOHN MEUNIER INC.
6290 rue Périnault, Montréal, Qué.

**RESUME**

Malgré l'ancienneté de son approche théorique, la décantation lamellaire ne connaît un véritable développement dans le domaine de l'épuration des eaux usées domestiques que depuis quelques années.

Les auteurs présentent successivement :

- un rappel des lois fondamentales qui régissent le fonctionnement d'un décanteur lamellaire,

- les contraintes induites par l'application du procédé à l'épuration d'eaux usées domestiques,

- l'optimisation des technologies qui permet la mise en œuvre et l'exploitation, en continu, de la décantation lamellaire.

Pour illustrer leur argumentation, les auteurs citent des exemples d'application en vraie grandeur du procédé :

- en décantation primaire,
- en décantation améliorée par coagulation-floculation (épuration physico- chimique),

- en clarification finale, dans le contexte d'une épuration biologique par boues activées.

Les principaux résultats acquis sur ces stations, ainsi qu'au cours d'essais pratiques sur des pilotes de grande taille, sont exposés.

La conclusion de l'exposé est que l'application d'une technologie optimisée de décantation lamellaire d'eaux usées domestiques permet :

1. d'obtenir des résultats équivalents, sur le plan de l'efficacité de la séparation des matières décantables, à ceux d'un décanteur conventionnel supportant une vitesse de Hazen analogue,

2. de réduire l'emprise au sol, ou, le volume du bâtiment, d'environ 5 fois par rapport aux surface et volume imposés par un ouvrage conventionnel.

Ainsi, les développements technologiques de la décantation lamellaire ont abouti à la définition d'un procédé de décantation efficace et économique et remarquablement adapté aux régions où les conditions climatiques ou économiques poussent à la réalisation d'usines d'épuration compactes.

JUILLET 1986

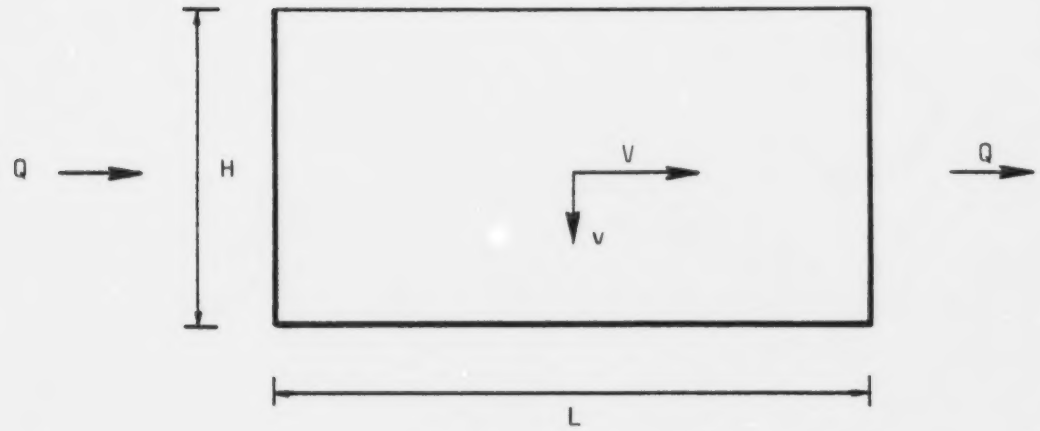
-ooOoo-

## I - APPROCHE THEORIQUE DE LA DECANTATION LAMELLAIRE

Bien que les travaux de HAZEN, sur la décantation, remontent à plus de quatre- vingt ans, ceux de CAMP à plus de quarante ans, ceux de YAO à plus de dix ans, il ne parait pas inutile pour comprendre l'intêret de la décantation lamellaire de revenir sur quelques notions simples.

Supposons donc un décanteur idéal, tel que ni sa forme parallélépipèdique, ni son régime hydrodynamique ne perturbent l'écoulement de la suspension soumise à la décantation. Pour que les lois réputées applicables restent simples, la suspension est supposée être constituée de particules discrètes, sphériques, de petites dimensions. Enfin, admettons que ce décanteur soit alimenté en continu par un flux homogène dans toute la zone d'admission et que, par analogie, l'évacuation s'opère d'une manière homogène dans toute la zone d'extraction. La direction de l'écoulement est horizontale, la répartition des vitesses est uniforme de façon que le temps de séjour d'une particule liquide soit égal au temps de séjour théorique. Enfin, chaque particule atteignant le radier est immédiatement évacuée ce qui élude tout phénomène de compression des résidus ou de variation du volume de décantation.

En supposant réunies ces conditions idéales, on peut définir la trajectoire des particules et analyser les phénomènes qui se déroulent (FIG.1)



Soit :

Q le débit traversier
V la vitesse d'écoulement
v la vitesse de chute de la particule considérée
H la profondeur du décanteur
L la longueur du décanteur
l la largeur du décanteur
S L x l la surface horizontale du décanteur

Pour qu'une particule se dépose, il faut qu'elle atteigne le radier avant d'être évacuée par l'extrémité aval, ce qui se traduit par la relation.

$$t = \frac{L}{V} \geq t_c = \frac{H}{vc}$$

où vc est la vitesse de chute des particules qui admises à l'entrée du décanteur, à profondeur égale à H, atteignent le radier à la distance L, à l'extrêmité aval. On a :

$$vc \geq \frac{H.V}{L} = \frac{H.Q}{L.H.l} = \frac{Q}{S}$$

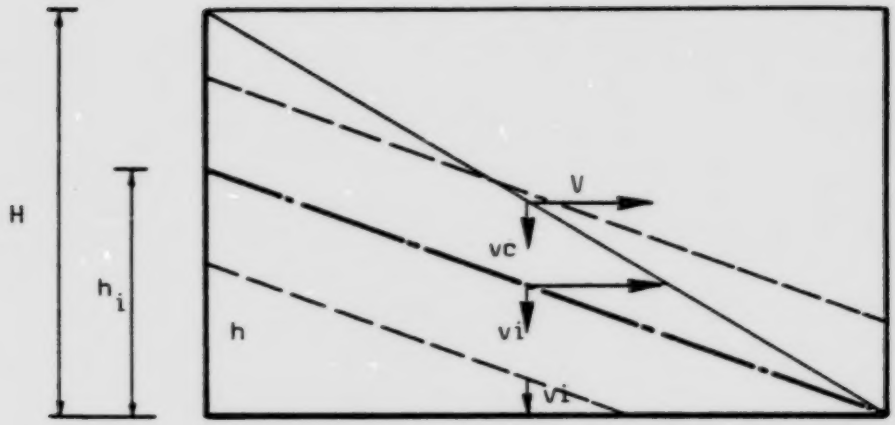
Toute particule, dont la vitesse de chute vi est supérieure à vc sera captée. Mais, des particules dont vi ≤ vc peuvent également être retenues ; il suffit en effet que :

$$t_i = \frac{Li}{vi} \leq t_c = \frac{H}{vc}$$

qui peut s'écrire :

$$\frac{hi}{H} \leq \frac{vi}{vc}$$

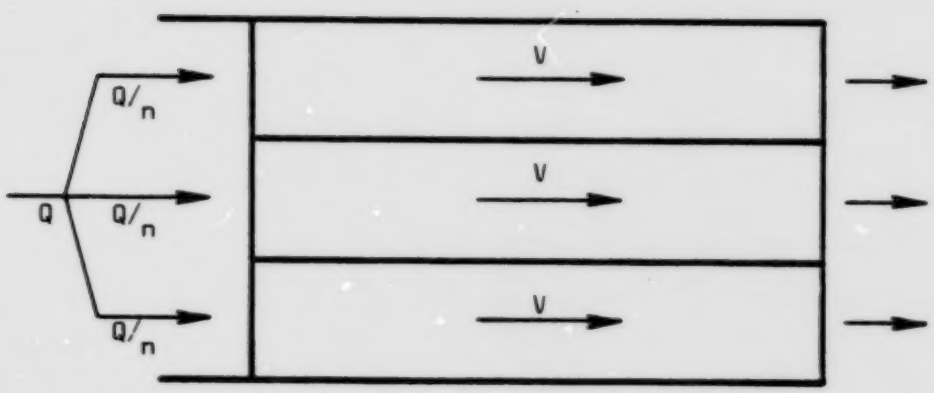
Toutes les particules de vitesse vi dont h < hi seront captées, mais non celles caractérisées par h > hi. Ainsi, hi/H représente le rendement de capture des particules dont la vitesse de sédimentation est vi. Ce rendement est inversement proportionnel à la vitesse critique vc et donc au rapport Q/S.




Le rendement d'un décanteur idéal est donc inversement proportionnel à la charge superficielle qu'il supporte...C'est ce qu'avait mis en évidence HAZEN.

Il est également intéressant de noter que le rendement du décanteur idéal est indépendant du temps de séjour.

En partant de ces constatations, la voie à suivre pour accroître le rendement d'un décanteur idéal réside dans la réduction de la charge superficielle, c'est à dire, pour un débit Q donné, dans l'accroissement de la surface de dépot. Un moyen simple pour accroître la surface de dépot, puisque le temps de séjour n'influence pas le rendement, est de créer dans le volume initial, "n" décanteurs idéaux élémentaires de même surface, en interposant des plans paralléles au flux (FIG.3)



On crée ainsi les décanteurs à radiers multiples dont il existe de nombreuses et importantes réalisations notamment dans la banlieue de Paris et au Japon, mais dans le domaine des traitements de décantation incorporés à des filières de potabilisation d'eau de surface.

En multipliant le nombre des radiers, on tend vers un rendement maximal au décanteur idéal.

Malheureusement, chacun sait que la réalisation d'un décanteur idéal est impossible et que les distorsions entre la théorie et la réalité résultent du premier chef de :

- l'hétérogénéité de la répartition du flux dans la zone d'alimentation, et dans celle d'évacuation.

- la présence des sédiments déposés sur les radiers.

C'est pour atténuer les perturbations induites par ces deux phénomènes, et, notamment, pour préserver la continuité du fonctionnement, qu'on s'est orienté vers la réalisation des décanteurs à plans ou à tubes, inclinés, de façon à tendre vers :

- l'obtention d'un écoulement laminaire dont la répartition du champ des vitesses est connue et simple (répartition parabolique).

- l'évacuation gravitaire et continue des sédiments déposés vers le pied des zones de décantation.

De nombreux travaux ont été conduits pour approfondir les connaissances des phénomènes de la décantation lamellaire et déterminer son champ d'application, parmi lesquels, les plus connus sont ceux de HANSEN et CULP, et de YAO. Ces études et recherches ont permis de définir l'équation du mouvement d'une particule isolée en suspension, et, par extension, d'établir un certain nombre, de critères de dimensionnement.

Malgré tous ces efforts, la théorie est encore loin de la réalité. En effet, la première suppose que :

- l'écoulement est totalement laminaire et unidirectionnel. Par suite, une particule est soumise à deux seuls champs de force : celui d'entraînement du liquide vecteur, et celui de la pesanteur,

- il n'y a pas d'interaction entre les particules,

- il n'y a pas d'influence dûe à la forme des particules,

- l'effet de l'évacuation des boues qui glissent sur la face inférieure du décanteur est négligeable.

Et pourtant l'observation des phénomènes réels montrent :

- Un écoulement réellement laminaire est difficile à obtenir. En effet, l'observation de ce type d'écoulement suppose que le nombre de Reynolds ($Re = \frac{V.DH}{\nu}$) soit réduit à quelques centaines

  Des valeurs aussi basses supposent des dimensions restreintes de la section transversale des décanteurs ($D_H$) difficilement compatibles avec l'accueil des eaux usées chargées de particules hétéroclites. Elles impliquent, corollairement, une réduction de la vitesse qui nuit à l'intérêt économique du procédé.
- Les particules présentes dans les eaux usées agissent les unes sur les autres, soit par des phénomènes d'adsorption ou de floculation, notamment dans les suspensions concentrées (boues activées à l'aval d'une épuration biologique) ou lorsque l'épuration est basée sur de tels phénomènes (épuration physico- chimique). Enfin, on ne peut négliger les effets dus au tassement ou à la compression des résidus en cours de décantation.
- Les particules n'ont pas de formes régulières. Elles sont souvent de nature hétéroclite notamment en décantation primaire. Dans d'autre cas, par exemple en épuration physico-chimique ou à l'aval d'une épuration biologique, les particules ont des formes telles que leur déplacement dans le liquide vecteur conduit à des directions de circulation aléatoires. Des auteurs citent des "chutes en feuille morte, voire des effets de boomerang".
- Enfin, la présence des boues sur le radier à un effet non négligeable. Car, et, spécialement pour les suspensions relativement concentrées, les boues, particulièrement en pied de décanteur, occupent un volume qui conduit à la réduction de la section de passage pour la suspension entrante. Cependant, plusieurs auteurs, au cours des soixante dernières années, se sont penchés sur les courants de densité induits, dans un décanteur incliné, par le déséquilibre des concentrations en boues qui existe entre les zones de dépôt et les autres. Des modèles ont été présentés pour définir et préjuger de l'effet ainsi créé. Il améliore la circulation des boues et, donc, leur évacuation par rapport à l'application de la seule gravité. Enfin, pour les décanteurs qui fonctionnent à contre courant, les flux opposés des boues et de la suspension doivent être contrôlés afin que leur vitesse différentielle n'atteigne pas la valeur telle que les résidus déposés soient remis en suspension.

* *
*

En définitive, il apparait que les approches théoriques, si elles conduisent à une meilleure connaissance des phénomènes fondamentaux qui régissent la décantation lamellaire, sont soumises à des hypothèses simplificatrices telles que la vision de la réalité qui en résulte est imparfaite. C'est pourquoi, la détermination des caractéristiques d'application de la décantation lamellaire doit à l'heure actuelle, très largement s'appuyer sur des résultats expérimentaux.

## II - INFLUENCE DE LA NATURE DES SUSPENSIONS SUR LA MISE EN OEUVRE DE LA DECANTATION LAMELLAIRE

Le décanteur idéal est une construction intellectuelle et l'ingénieur doit tenir compte des réalités. Dans le domaine de l'épuration des eaux urbaines qui nous interesse, il y a trois grands types de suspensions que l'on peut rencontrer dans des filières de traitement.

Il s'agit :

- d'eaux usées simplement prétraitées, admises en décantation primaire,
- de suspensions de flocs primaires, issus d'un stade de coagulation-floculation, au sein d'une filière physico-chimique d'épuration primaire améliorée,
- de suspensions de flocs biologiques, provenant d'un réacteur aérobie (filtre bactérien ou cuve d'aération) avant leur clarification finale.

Ces types ne sont pas les seuls : on peut également penser à la clarification à l'aval d'un réacteur anaérobie, et, les développements futurs des techniques épuratoires conduiront à d'autres situations.

Chacun des types de suspension présente des caractéristiques spécifiques qui peuvent influencer le mode d'application d'une décantation lamellaire. Ces influences pouvant être parfois contradictoires.

Ainsi, les **eaux usées prétraitées** sont caractérisées d'une manière générale, par une concentration en matières en suspension relativement modeste : en Europe, la fourchette des valeurs de 200 à 300 mg/l couvre la majorité des cas. Aussi, au sein d'un décanteur, on est souvent proche des conditions de la décantation libre où la loi de STOCKES est applicable. L'influence des particules les unes sur les autres étant réduite.

Par contre les eaux brutes sont caractérisées par une grande hétérogénéité dans la dimension de leurs particules, et, par suite, dans les masses et volumes des différentes particules ; il en résulte, une grande variation dans les vitesses de chute.

Dans la mesure où on se limite à un objectif de capture supérieur à 90% des matières décantables en moyenne, cela correspond, en Europe, à la capture des particules dont la vitesse de chute est voisine de 1 m/h. Cette vitesse devrait donc être, comme en décantation primaire conventionnelle, la vitesse de Hazen appliquée, en moyenne, en décantation lamellaire.

Un autre critère à considérer, est celui de la vitesse de remise en suspension. C'est la limite que ne doit pas dépasser la vitesse différentielle entre le liquide et les solides déposés pour éviter que ceux-ci soient remis en suspension. Différentes expériences ont permis de mettre en évidence des valeurs de cette limite, de l'ordre de 50 à 70 m/h, pour les résidus de décantation primaire. Au sein de décanteurs lamellaires primaires, la vitesse différentielle entre le liquide ascendant et le flux des boues migrant vers le bas, devra donc être contenue à une valeur sensiblement inférieure si l'on veut préserver leur efficacité.

Enfin, les eaux résiduaires prétraitées contiennent encore souvent des résidus hétéroclites de dimensions conséquentes (plusieurs centimètres). La conception des décanteurs lamellaires doit être telle que ces résidus ne puissent être à l'origine d'occlusions ce qui conduit à la réservation de libres passages cohérents avec l'efficacité réelle des ouvrages de prétraitement. Il y a donc un compromis à trouver entre, d'une part, la tendance à la reduction des sections de passage qui, caractérisée par la diminution du nombre de Reynolds, facilite l'établissement d'un régime laminaire, et, d'autre part, la nécessité de maintenir la libre section pour les résidus relativement volumineux.

Une **suspension de flocs primaires, issue d'ouvrages de coagulation - floculation** présentera certaines caractéristiques du type de suspension précédent. En plus des matières décantables présentes initialement, l'addition de réactifs chimiques rendra décantables les matières qui étaient colloïdales dans les eaux brutes. Ainsi, la concentration des matières décantables atteint couramment des valeurs comprises entre 300 et 500 mg/l, c'est à dire de l'ordre de 2 fois plus qu'en décantation primaire simple. Parallèlement, l'aptitude à l'agglomération des boues est accrue, ce qui, en règle générale, conduit à la formation de particules plus denses, et aussi à une vitesse de chute en moyenne plus élevée que dans le cas d'une suspension d'eau, simplement prétraitée. Ainsi, on pourra observer des taux de capture supérieurs à 90%, en moyenne, des matières décantables, avec des vitesses de chute moyennes de l'ordre de 1,2 à 1,25 m/h.

Parallèlement, les résidus décantés ont, en raison de la présence des réactifs de floculation, une cohésion supérieure à celle des boues résultant d'une décantation simple. Cela se traduit par le fait que la vitesse de remise en suspension peut atteindre des valeurs de 60 à 80 m/h.

D'une manière générale, la séparation solide-liquide sera plus aisée pour ce type de suspension et la décantation lamellaire pourra, à efficacité égale, supporter des charges hydrauliques relativement élevées.

Par contre, les contraintes imposées à la décantation lamellaire primaire par l'hétérogénéité des résidus se retrouvent, à l'identique, dans l'hypothèse d'une décantation améliorée par l'apport de réactifs.

Si nous considérons maintenant une suspension de flocs biologiques, nous allons noter des différences sensibles par rapport aux deux types de suspensions analysées ci-avant.

Une différence fondamentale réside dans la concentration des résidus. En effet, à l'aval d'un réacteur biologique et notamment en boues activées, on atteint des concentrations en matières en suspension comprises entre 2500 mg/l et 5000 mg/l. Les valeurs sont donc dix fois supérieures à celles rencontrées antérieurement. Il ne peut plus être question de particule discrète ; au contraire, il y a en permanence des effets de coalescence, voire de coagulation par le seul jeu des rencontres entre particules.

Un floc biologique est généralement homogène, il y a donc une vitesse de chute moyenne relativement bien cernée. Mais, très vite, du fait des valeurs des concentrations en matières sèches, on quitte la zone de décantation libre pour connaître les phénomènes de la décantation freinée. La vitesse de chute moyenne apparente d'un floc biologique est donc relativement limitée : elle se situe souvent entre 0,4 et 0,6 m/h en moyenne. De plus, l'origine des flocs biologiques n'est pas sans influence sur leur comportement en décantation, qui est produit par des variations importantes de leur indice de Mohlmann. Une grande prudence est donc nécessaire dans la définition des valeurs de la vitesse de chute, celles citées ci-dessus étant observées pour des flocs dont l'indice de Mohlmann est inférieur à 150 cm3/g. Enfin, en clarification finale lamellaire, on ne peut négliger l'effet des courants de densité qui ont tendance à accélérer le processus de la migration des boues vers le bas,et, ainsi, de faciliter la séparation.

La concentration des suspensions de flocs biologiques fait que le volume des résidus qui migrent après avoir atteint la surface de dépôt, n'est pas négligeable. Il l'est d'autant moins que l'on connait la difficulté des boues biologiques à s'épaissir spontanément, en raison de la structure du floc. Ainsi, et pour de toutes autres raisons que dans les cas précédents il faudra, en clarification biologique trouver le compromis entre d'une part la nécessité de conserver une section suffisante au croisement des flux du liquide et des boues déposées, et, d'autre part, le souci d'atteindre une section aussi réduite que possible pour créer des conditions hydrauliques favorables à un écoulement du liquide laminaire.

* *
*

Quel que soit le type de suspension considéré, l'analyse des caractéristiques spécifiques principales conduit vers un compromis entre la réduction des sections qu'implique la recherche d'un écoulement laminaire, et, l'accroissement des espaces qu'imposent les caractéristiques géométriques ou physiques des suspensions. Ce compromis, qui, par ailleurs, doit être économiquement acceptable, est le but de l'optimisation décrite dans la suite. En tout état de cause, il y aura lieu de considérer des modalités d'application, de la décantation lamellaire, différentes, suivant qu'elle se situe en tête de traitement ou dans une phase finale, pour tenir compte des différences des vitesses de chute moyennes des diverses suspensions.

## III - OPTIMISATION TECHNOLOGIQUE POUR L'EXPLOITATION EN CONTINU DE LA DECANTATION LAMELLAIRE

Il existe différents types de décanteurs lamellaires, chacun présentant sans doute des avantages et des inconvénients. Celui qui est décrit ci-après est le fruit de développements successifs qui ont conduit à la définition d'un produit qui présente suffisamment d'interêt pour avoir fait l'objet de commandes remarquables par leur importance. Celle de la station d'épuration de MARSEILLE (F), pour un débit traité de 360.000 m3/j, et 7,5 m3/s en pointe, en est le meilleur exemple.

Les idées forces qui ont guidé les travaux de développement étaient de réaliser un décanteur lamellaire :

- aussi simple que possible dans la conception, pour réduire les coûts,
- conçu pour les eaux usées, et, donc, tenant compte des caractéristiques propres à ces dernières afin de tendre vers l'exploitabilité la plus grande.

Pour répondre à ces différents critères, nous avons retenu les options fondamentales suivantes :

- les décanteurs élémentaires sont constitués par des plaques inclinées, parallèles, faisant un angle de 55° avec l'horizontale.
- les décanteurs lamellaires fonctionnent à contre courant. La suspension est admise sous les plaques, passe dans les décanteurs élémentaires dans un flot ascendant, enfin les eaux décantées sont recueillies en surface. Parallèlement, les boues déposées sur les plans de recueil migrent, sous l'effet de leur poids vers le bas des plaques d'où elles s'échappent des décanteurs élémentaires.

Le **choix de la décantation par plaques**, au lieu de la décantation par tubes repose sur la recherche de la simplicité et de la fiabilité. Sur le dernier point, et notamment dans le cas de la décantation primaire simple ou améliorée, la face inférieure des plaques de la décantation présentera moins d'obstacle et donc moins de risques d'accrochage de matières grossières ou filasses que celle d'un ouvrage de décantation en tubes. **L'angle de 55°** par rapport à l'horizontale pour l'inclinaison des plaques est une valeur que l'on retrouve chez la grande majorité des auteurs. Elle intègre le fait que les plaques de décantation se recouvrent, avec le temps, d'un mucilage, sur lequel s'opère, en fait, la migration des boues. Pour certains flocs d'hydroxydes, il est préférable de donner aux plaques une inclinaison plus importante atteignant 60°.

Le choix du **fonctionnement à contre courant**, plutôt qu'à cocourant, est lui aussi dicté par des raisons de simplicité de conception. En effet, le contrôle d'un flux hydraulique ascendant est, à l'évidence, plus facile que celui d'un flux descendant. Cette facilité compense de loin la différence de surface projetée qu'on observe entre les deux systèmes

compte tenu des inclinaisons qu'il faut donner aux plaques pour obtenir une évacuation autonome des résidus (55° à contre courant, 30° à cocourant).

A partir de ces premières options, le développement a tendu vers la définition des dimensions optimales d'un décanteur réel, compte tenu du fait que le choix d'utiliser des plaques de décantation conduisait naturellement vers la définition de décanteur parallélépipédique.

Dans ce contexte, un des premiers problèmes à régler était celui de la répartition de la suspension.

Un décanteur lamellaire est en réalité la compilation d'un grand nombre de décanteurs élémentaires, chacun d'eux étant constitué par le volume défini entre deux plaques de décantation. Il est clair que le bon fonctionnement de l'ensemble repose en partie sur une répartition équilibrée du flot entre les éléments. Une répartition par l'amont impliquerait la mobilisation de pertes de charge importantes dans des orifices calibrés, avec, pour corollaire, des mises en vitesse relativement élevés à l'admission. Dans notre décanteur à contre courant, on trouvera dans la zone d'admission, sous les plaques, un croisement du flux de la suspension initiale, avec le flux des résidus issus des décanteurs élémentaires et rejoignant, gravitairement le radier de l'ouvrage. Ce croisement ne saurait accepter des turbulences importantes induites par des vitesses d'admission élevées. Nous avons, logiquement, pris le parti d'assurer **l'equirépartition du flux par une régulation aval.**

Dans le décanteur présenté la régulation du débit est assurée par la mise en place, pour le recueil des effluents, de goulottes déversantes régnant sur toute la longueur de l'ouvrage et suffisamment proches les unes des autres pour que la quasi totalité du "miroir" liquide au-dessus des plaques soit intéressé dans l'écoulement. L'utilisation de seuils déversants crantés favorise l'équirépartition en atténuant l'effet éventuel de l'imprécision du réglage du niveau des déversoirs.

Dans le souci constant de minimiser la vitesse d'admission de la suspension, il est logique de réaliser **l'alimentation sur la grande face du parallélépipède** que forme le décanteur. Le décanteur comporte à un niveau inférieur à celui de la base des plaques une série d'ouvertures latérales qui assurent la communication entre le canal élémentaire et l'ouvrage proprement dit. La surface des ouvertures est calculée pour que la vitesse de pénétration soit inférieure à 5 cm/s.

Le choix de cette vitesse, résulte d'essais sur pilote à l'échelle 1, qui ont démontré qu'elle ne perturbait pas le flux des boues migrant vers le radier. Cette vitesse conditionne **la largeur du décanteur** ; il faut en effet que l'énergie d'admission soit suffisante pour qu'une partie du flot atteigne le côté du décanteur opposé à l'admission pour alimenter les plaques situées dans cette zone. Après plusieurs séries d'essais, il

est apparu que, compte tenu des caractéristiques de l'alimentation du décanteur, en alimentant d'un seul côté, le décanteur pouvait atteindre une largeur de l'ordre de 4,50 m. Par voie de conséquence, on peut définir des décanteurs de largeur supérieure, jusqu'à 9 m, à condition de réaliser l'alimentation par les deux côtés de l'ouvrage.

Pour réaliser une structure aussi simple que possible **les plaques sont disposées orthogonalement à l'axe** longitudinal de l'ouvrage. Les plaques qui ont été sélectionnées pour équiper le décanteur, sont réalisées en matière plastique profilée. La largeur développée pour 1 m de largeur apparente est de 1,316 m, ce qui conduit à un accroissement du périmètre mouillé et, par voie de conséquence, à une réduction du nombre de Reynolds, critère de la turbulence.

Parallèlement, nous avons choisi de retenir un **espacement orthogonal entre plaques, uniforme, de 0,10 m** quel que soit l'emploi du décanteur. Ce choix correspond, d'une part, au souci de préserver un libre passage aux résidus hétéroclites présents dans les eaux et, d'autre part, de conserver une section suffisante en pied de plaque entre le flot ascendant de la suspension et le flux descendant des résidus.

**La longueur du décanteur** est variable en fonction des données des problèmes à résoudre. Cette longueur est toutefois limitée à une valeur comprise entre 25 et 30 m par deux critères :

- Le débit maximum traité qui définit la largeur des goulottes de recueil de l'effluent : la surface plane de celles-ci ne doit pas dépasser une proportion raisonnable du "miroir" du décanteur.

- La masse des boues recueillies et les moyens mis en oeuvre pour les extraire de l'ouvrage afin d'éviter une accumulation intempestive des résidus.

En dernier lieu la **profondeur du décanteur** est conditionnée par :

- La longueur des plaques qui peut atteindre 2,5 m. En effet, l'espacement relativement important entre les plaques autorise en pied de plaque, le croisement entre le flux ascensionnel de la suspension et le flux descendant du volume engendré par les boues captées sur une relativement grande longueur,

- La distance séparant la face supérieure des plaques des déversoirs de recueil,

- La hauteur ménagée sous les plaques, pour permettre, sans perturbation importante, le croisement des flux d'effluent et de boues.

- La hauteur réservée au-dessus du radier de l'ouvrage, pour assurer le stockage et l'épaississement des boues ainsi que leur transport jusqu'à la zone d'évacuation.

Au total, la profondeur d'eau du décanteur proposé peut atteindre 4.8 à 5,0 m.

Les éléments géométriques principaux du décanteur étant spécifiés, il importe d'analyser quelles en sont les conditions d'application.

Pour que le décanteur fonctionne, il faut, comme nous l'avons dit au Chapitre précédent, que la vitesse différentielle entre les flux antagonistes soit inférieure aux valeurs limites de :

- $V_D$ = 50 m/h en décantation primaire simple
- $V_D$ = 60 m/h en décantation primaire améliorée
- $V_D$ = 30 m/h en clarification biologique d'un floc dont l'indice de Mohlmann est inférieur à 150 cm3/g.

La vitesse de glissement des particules, dans leur migration vers le bas des plaques a été mesurée expérimentalement sur pilote ; elle peut atteindre des valeurs comprises entre 10 et 20 m/h. En prenant le parti de la sécurité, nous sommes conduits à limiter **la vitesse d'entraînement de la suspension** à :

$$V = V_D - 15 \text{ à } 20 \text{ m/h}$$

soit 30 m/h en décantation simple,
40 m/h en décantation améliorée,
15 m/h en clarification biologique.

Ces vitesses de circulation correspondent à des charges superficielles au "miroir"

$$V_M = V \times \sin \alpha = V \times 0{,}810$$

soit 25 m/h en décantation simple,
32 m/h en décantation améliorée,
12,5 m/h en clarification biologique.

Dans ces conditions limites, nous pouvons vérifier la réalité de l'écoulement laminaire en évaluant le nombre de Reynolds Re = V.DH.1/$\nu$.

Compte tenu du choix fait, de mettre en oeuvre des plaques profilées espacées de 0,10 m, les valeurs du nombre de Reynolds aux conditions limites sont :

Re = 1400 en décantation simple,
Re = 1800 en décantation améliorée,
Re = 700 en clarification biologique.

Dans toutes les hypothèses, le nombre de Reynolds est inférieur à 2000 ; **l'écoulement laminaire sera établi**, nous sommes en effet à 50% de 3000

valeur considérée comme caractéristique de la limite basse des écoulements de transition entre le régime laminaire et le régime torrentiel.

En régime de débit le plus probable, dont les caractéristiques sont souvent inférieures à la moitié du régime de débit maximum, donc aux valeurs limites citées plus haut, le nombre de Reynolds variera de 300 à 700 caractérisent encore plus le régime laminaire.

Enfin, la longueur des plaques de 2,50 m est-elle suffisante pour que le temps nécessaire au dépôt des particules que l'on veut capter soit inférieur au temps de transit de l'effluent dans les décanteurs élémentaires. Cette inégalité s'écrit :

$$\frac{e}{vc.Cos\,a} \leq \frac{L}{V - vc.Sin\,a}$$

ou

$$L \geq \frac{V - vc.Sin\,a}{vc.Cos\,a} . e$$

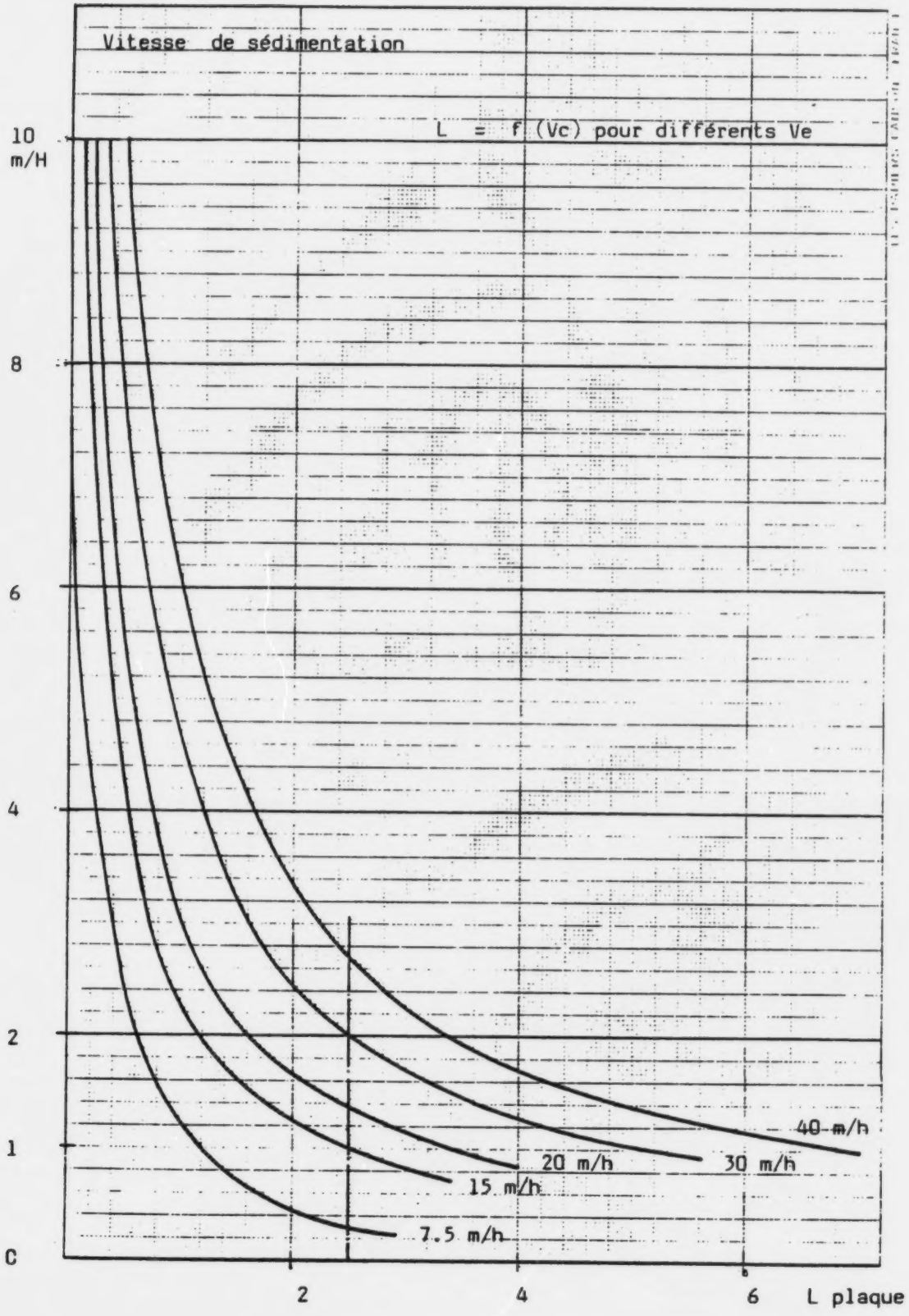
Le réseau de courbes joint représente graphiquement la loi de variation de L limite en fonction de la vitesse de chute vc pour différentes vitesses d'entraînement. Les vitesses considérées sont les vitesses différentielles limites de 30, 40 et 15 m/h considérées antérieurement et les moitiés de ces valeurs limites, c'est à dire 15 - 20 et 7,5 m/h. Ces valeurs sont, en fait, les plus intéressantes car on peut les considérer comme étant, en général, les valeurs moyennes les plus probables.

Le graphique met en évidence que, compte tenu de la longueur retenue pour les plaques (2,5 m) les particules qui seront retenues en moyenne sont celles dont la vitesse de chute est inférieure ou égale à :

1 m/h en décantation simple,
1,35 m/h en décantation améliorée,
0,3 m/h en clarification biologique.

Il est particulièrement intéressant de noter que ces valeurs sont du même ordre que celles qui sont couramment considérées comme étant les charges superficielles admissibles en moyenne sur des décanteurs conventionnels utilisés dans les applications considérées, pour obtenir des taux de capture des matières décantables compris entre 90% et 95% pour les deux premiers cas et voisins de 100% dans le dernier.

Il apparait ainsi, que **pour obtenir un rendement analogue à celui d'un décanteur conventionnel, le décanteur lamellaire présenté doit fonctionner avec des vitesses de Hazen du même ordre** que celles auxquelles est soumis l'appareil de référence. Par contre, la construction de notre décanteur fait que l'emprise au sol sera considérablement inférieure à celle nécessaire au décanteur conventionnel opérant dans les mêmes conditions, et, notamment, au même débit. En effet, à 1 m2 de miroir correspond une surface projetée totale de 11,5 m2. Dans les faits, compte tenu des surfaces nécessaires aux caniveaux d'alimentation, aux mécanismes de raclage et autres équipements, l'emprise totale d'un décanteur lamellaire est environ 7 fois inférieure à celle de l'ouvrage conventionnel équivalent.


Vitesse de sédimentation
L = f (Vc) pour différents Ve
10 m/H
8
6
4
2
1
0
40 m/h
30 m/h
20 m/h
15 m/h
7.5 m/h
2
4
6
L plaque

L'économie de surface ainsi engendrée est encore accrue au niveau de l'infrastructure, notamment, lorsque la mauvaise qualité du sol impose la mise en oeuvre de fondations spéciales, ou, si les conditions locales de protection conduisent à la réalisation d'un ensemble d'épuration fermé.

L'effort d'optimisation du décanteur lamellaire sur le plan du procédé lui-même, devait en dernier lieu, être accompagné par un **développement sur le plan de la technologie.**

Ce développement a été conduit dans deux voies :

- le mode de reprise et d'évacuation des boues,
- le choix des matériaux utilisés.

Il fallait que les options retenues dans le cadre de la mise en oeuvre du procédé, et, notamment le croisement des flux sous les plaques ne soient pas compromises par des perturbations engendrées par le fonctionnement des équipements. C'est la raison pour laquelle nous avons retenu d'assurer la reprise des boues déposées sur le radier et leur transfert jusqu'à la trémie d'évacuation par un racleur à chaînes continues. Ce dispositif présente, en effet, les avantages suivants :

- la continuité de l'évacuation.
- la modicité de la vitesse de translation, qui réduit les turbulences, tout en autorisant de forts débits de boues par la multiplication du nombre des raclettes.
- la continuité de l'ensemble formé par les plaques au-dessus du racleur qui permet la simplification des dispositifs d'alimentation.

Les racleurs à chaînes, les supports de plaques, les goulottes de recueil, ainsi que toutes les pièces métalliques en contact avec l'eau ou les boues sont réalisés, en règle générale, en matériaux résistants à la corrosion tel qu'alliage d'aluminium, ou acier inoxydable ; les plaques de décantation et leurs entretoises sont, quant à elles, exécutées en matériau plastique inaltérable.

Enfin, la conception du décanteur a bénéficié d'efforts destinés à **améliorer l'exploitabilité** de l'appareil.

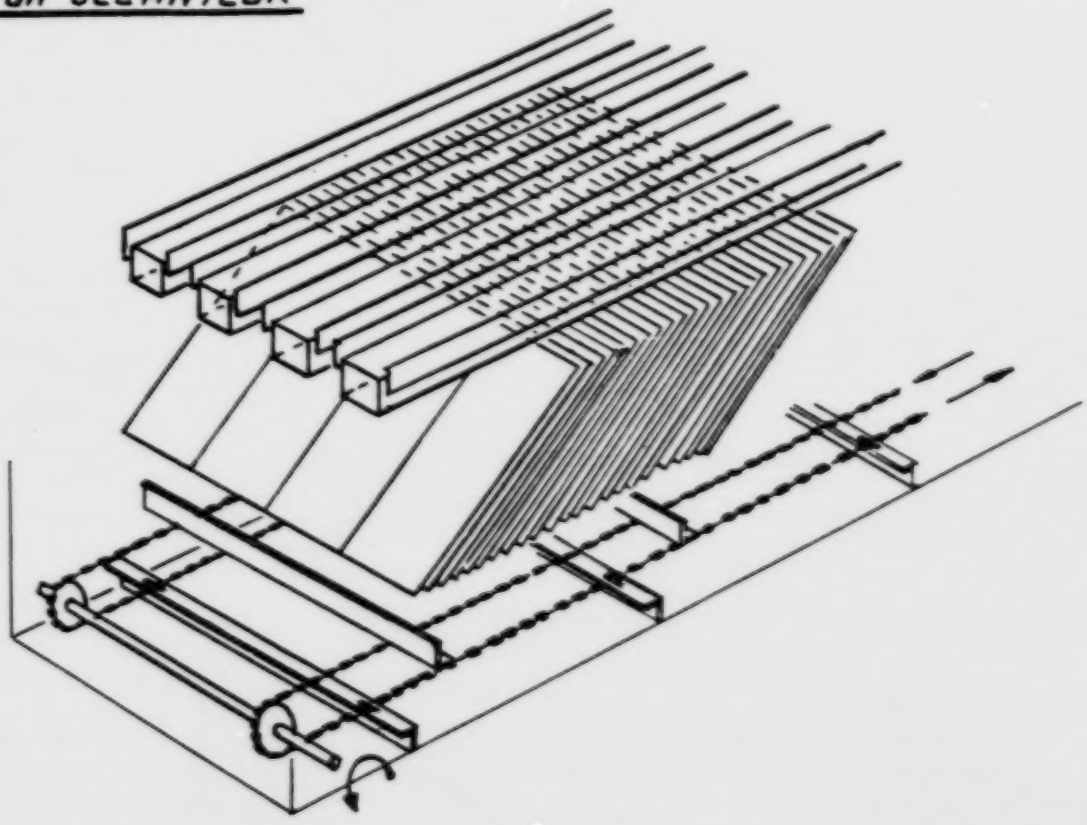
C'est ainsi que nous avons modifié la technologie de réalisation des goulottes de recueil. En effet, celles-ci, sur les premiers modèles comportaient des entretoises transversales qui interdisaient tout nettoyage mécanisé. Ces entretoises sont supprimées, et on peut définir un dispositif de nettoyage permanent, lié à l'éventuel pont-automoteur destiné au raclage des flottants.

L'utilisation pour les plans de décantation de plaques profilées permet la définition de "packs" constitués par 4 ou 5 plaques de 2,5 m x 1,06 m, dont l'écartement est maintenu par des entretoises cylindriques de faible diamètre (0/ 25 mm) réalisés en matière plastique. Les "packs" sont disposés les uns à côté des autres sur toute la largeur des décanteurs. Ils reposent par la base des plaques sur des poutrelles métalliques longitudinales.

Dans le sens longitudinal, nous avons également disposé des lignes de plusieurs "packs" superposés. Le premier reposant lui-même sur une poutrelle transversale. La composante horizontale du poids d'un "pack" est transmise à son appui par les entretoises définies plus haut.

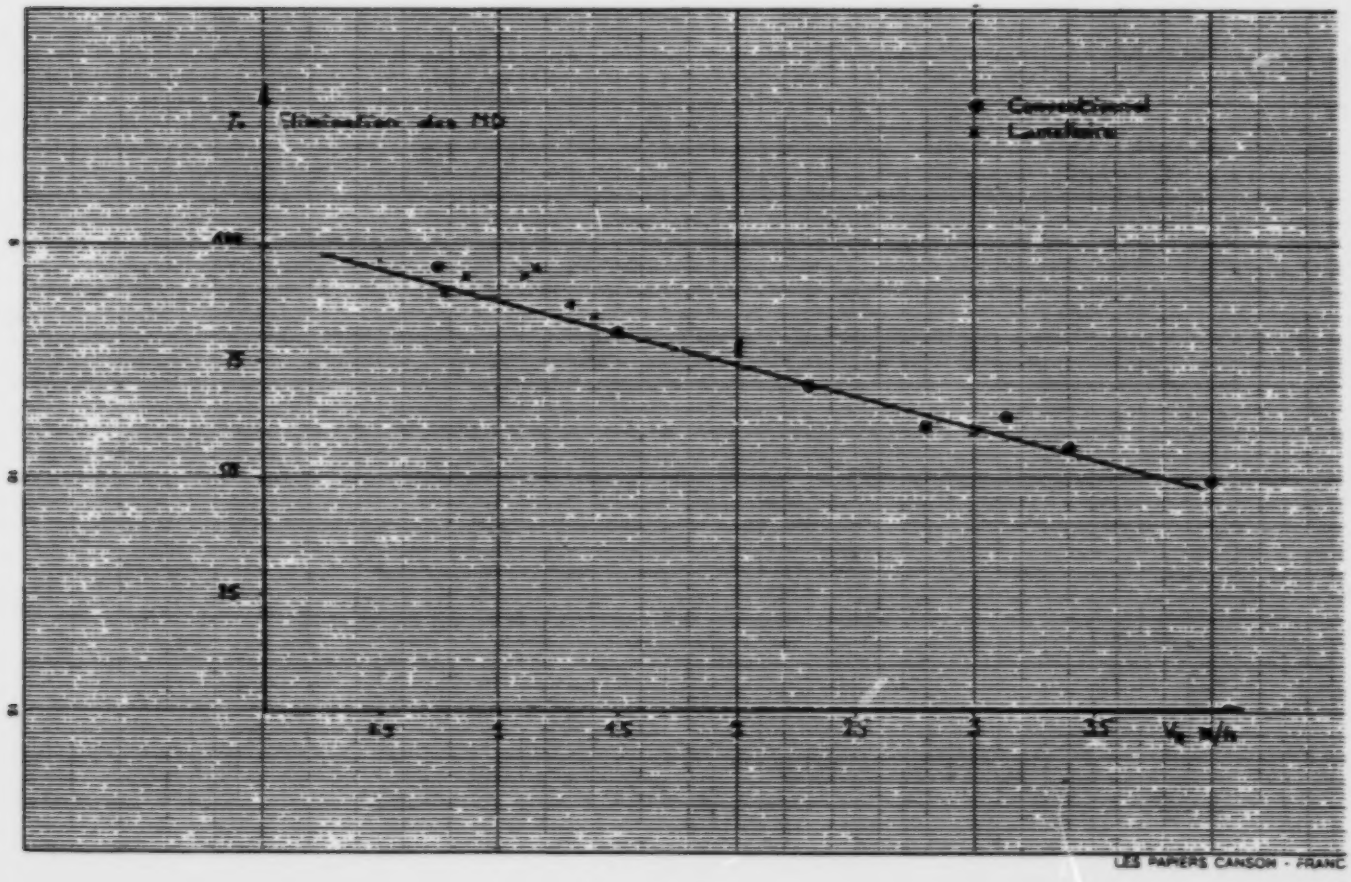
Ainsi, en cas de problème d'exploitation, on aura pour atteindre un "pack" endommagé, à enlever au pire les quelques "packs" qui prennent appui sur lui.

PERSPECTIVE PARTIELLE DE L'ÉQUIPEMENT D'UN DECANTEUR



## IV - APPLICATION DU DECANTEUR LAMELLAIRE EN DECANTATION PRIMAIRE

La compilation des mesures faites sur différentes stations en marche industrielle montre que les rendements de capture des matières décantables décroissent linéairement avec la vitesse de HAZEN appliquée. Comme le montre la courbe statistique ci-après, l'efficacité dans une plage de 0,5 à 3 m/H est comparable à celle d'un décanteur conventionnel opérant à la même charge superficielle.

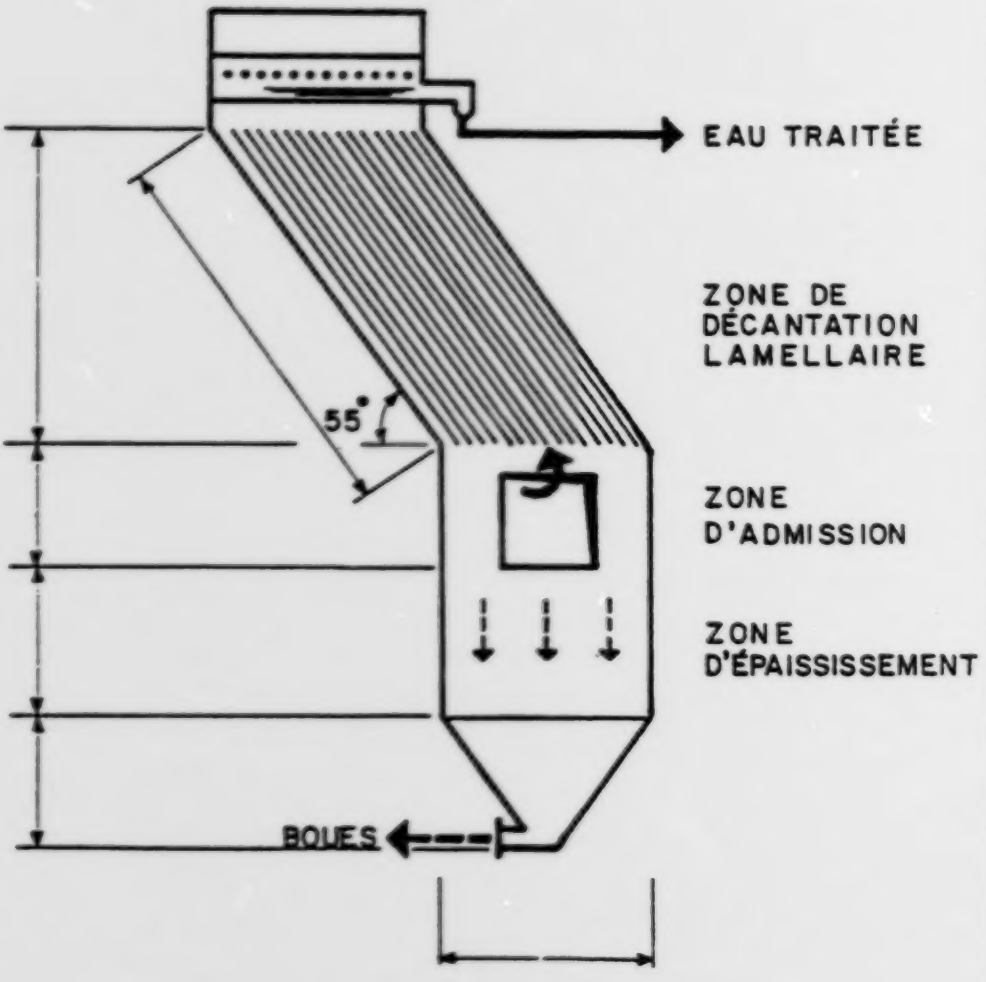


PILOTE DE DECANTATION

Il nous a paru intéressant de livrer en exemple les résultats obtenus sur une unité pilote en deux sites fort éloignés l'un de l'autre.

Cette unité pilote, de grandes dimensions, construite par O T V, a été utilisée à MARSEILLE dans le cadre du concours lancé par la Municipalité pour la construction des ouvrages de traitement des eaux de l'agglomération, pour vérifier la véracité des performances annoncées par le constructeur. Elle fut, ensuite, transportée à LONGUEIL dans le cadre d'une étude de traitement des effluents de la rive sud de Montréal, menée sous l'égide de la SOCIETE QUEBECOISE D'ASSAINISSEMENT, et, réalisée par LAVALIN LGL en collaboration avec JOHN MEUNIER INC.

L'unité pilote d'une capacité de 200 m3/h a pour caractéristique essentielle de représenter à l'échelle 1 : la dimension des plaques, l'espacement des plaques, zone d'admission des eaux à décanter, la hauteur de décantation et d'épaississement des boues. En définitive, la seule dimension limitée est la longueur du pilote réduite.




DÉCANTEUR LAMELLAIRE (PILOTE)

CARACTERISTIQUES PRINCIPALES DU PILOTE

| | | |
|---|---|---|
| Il comporte 4 lignes de 10 plaques | : | 40 lamelles |
| Surface d'une lamelle : 2,5 x 1,06 | : | 2,6 m2 |
| . angle d'inclinaison : 55° Cos 55° | : | 0,573 |
| . espacement orthogonal | : | 10 cm |
| . surface projetée d'une plaque | : | 2,6 x 0,573 ≈ 1,5 m2 |
| . surface totale projetée (S.T.P.) du pilote | : | 60 m2. |
| . "longueur" du décanteur lamellaire | : | 1,30 m |
| . "largeur" du décanteur lamellaire | : | 4,27 m |
| soit une surface horizontale du "miroir" | : | 4,27 x 1,30 = 5,55 m2 |
| . volume de floculation 2 x 11m3 | : | 22m3 |
| . volume du mélangeur rapide | : | 3 m3 |
| . volume du lamellaire, hors trémies à boues | ≈ | 20 m3 |
| . volume total utile des trémies à boues | : | 7,5 m3 |

RESULTATS EN DECANTATION SANS REACTIFS

| | Vitesse m/H | Rendement % | MES de l'eau brute |
|---|---|---|---|
| à MARSEILLE | | | |
| sur réseau unitaire | 1,32 | 88 | 92 |
| sur réseau séparatif | 1,40 | 85 | 218 |
| | 1,22 | 98 | 228 |
| à LONGUEIL | | | |
| en pollution moyenne | 3 | 60 | 101 |
| en pollution minimale | 3 | 32 | 82 |

LE TOUQUET

Parmi les différentes réalisations existantes, celle de la station du TOUQUET est intéressante en raison des grandes variations de débit qui y sont enregistrées. La station d'épuration reçoit les eaux usées en provenance de Cucq. Le Touquet et Merlimont. La population sédentaire représente 12 000 habitants, mais du fait de la vocation touristique et balnéaire de la région et grâce aux nombreuses manifestations culturelles et sportives qui s'y déroulent, cette population varie tout au long de l'année et atteint 90 000 habitants en périodes de pointe.

Il a donc fallu réaliser une installation d'une grande souplesse d'utilisation, capable de réagir dans les meilleures conditions de fiabilité et d'efficacité aux brusques variations de la charge polluante.

| | | 1ère étape | | 2ème étape | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Hiver | Eté | Hiver | Eté |
| Nombre d'habitants | u | 8 000 | 53 000 | 12 000 | 90 000 |
| Volume journalier | m3/j | 1 200 | 7 950 | 1 800 | 13 500 |
| Débit moyen | m3/j | 50 | 331 | 75 | 562,5 |
| Débit de pointe | m3/h | 150 | 994 | 225 | 1 687 |
| DBO5 | kg/j | 432 | 2 862 | 648 | 4 860 |
| MeS | kg/j | 560 | 3 710 | 840 | 6 300 |

Les résultats suivants ont été relevés :

| Vitesse m/H | Rendement sur MD en% | MES de l'eau brute |
|---|---|---|
| 0,87 | 93 | 220 |
| 1,15 | 97 | 260 |
| 0,80 | 90 | 280 |
| 2 | 77,5 | 107 |
| 2 | 77 | 190 |
| 2 | 76,4 | 151 |

CARACTERISTIQUES DES BOUES

Il est intéressant de noter les valeurs de concentration des boues obtenues sur le décanteur lamellaire, car elles justifient les caractéristiques données à la zone située sous les plaques et à un niveau inférieur à celui des orifices d'admission. Ainsi, sur le pilote fonctionnant à Marseille, les boues extraites avaient les caractéristiques suivantes :

| | Réseaux | |
|---|---|---|
| | Unitaire | Séparatif |
| Teneur en MS moyenne | 4,44 % | 3,55 % |
| Teneur en MS minimum | 2,19 % | 2,67 % |
| Teneur en MS maximum | 5,8 % | 4,47 % |

## V - APPLICATIONS DU DECANTEUR LAMELLAIRE EN EPURATION PHYSICO-CHIMIQUE

En traitement physico-chimique, le but recherché est généralement l'abattement des MES et éventuellement du phosphore.

L'expérience montre que, comme il y a présence d'un "floc", et, contrairement à la décantation simple, les rendements restent élevés (95 à 99 % des valeurs observées en JAR TEST) jusqu'à une vitesse critique d'entraînement du floc qui correspond à une chute brutale de rendement.

Les vitesses critiques vérifiées à MARSEILLE sur des eaux chargées (200 mg/l de MES) sont identiques à celles observées à LONGUEUIL sur des eaux diluées (100 mg/l de MES). Elles sont de 2,0 m/h avec la floculation à l'Alun et de 2,7 m/h avec le chlorure ferrique. Ces valeurs sont comparables à celles supportées par des décanteurs conventionnels.

Différents essais ont permis de montrer qu'il y avait, dans la zone des vitesses de Hazen considérée, une bonne concordance entre les résultats en JAR TEST et ceux du pilote.

Le tableau ci-après met en évidence cette concordance observée au cours des essais de LONGUEIL :

Conditions du Jar Test (J.T) 15 mn floculation
30 mn de décantation

MES de l'eau brute 108 mg/l Température 17 à 22°C.

| | J.T | Pilote | J.T | Pilote |
|---|---|---|---|---|
| Temps floc. (minutes) | 15 | 19 | 15 | 13 |
| Réactifs (ppm) | 72,6 A | 75,8 A | 44 CF | 46 CF |
| MES EE (mg/l) | 19,4 | 20 | 15 | 18,6 |
| P EE (mg/l) | 0,61 | 0,55 | 0,54 | 0,51 |
| Vitesse Hazen moyenne m/h | 1,75 | | 1,93 | |
| Pourcentage du Jar Test | 99 | | 96 | |

A = Alun en $Al_2(SO_4)_3$ 14 $H_2O$
CF = $FeCl_3$ pur

## RESULTATS DES ESSAIS ET APPLICATION DE LA DECANTATION LAMELLAIRE DE MARSEILLE

L'agglomération de Marseille est assainie au moyen de deux réseaux d'égouts principaux : l'un, unitaire, draine 151.000 m3/j ; l'autre, séparatif, environ 210.000 m3/j. Le débit maximal admis au traitement est de 7.5 m3/s.

La filière de traitement des eaux comporte les étapes suivantes :

- dégrillage grossier,
- dégrillage fin,
- dessablage - déshuilage,
- prédécantation conventionnelle,
- floculation,
- décantation lamellaire.

Les eaux traitées par voie physico-chimique sont rejetées en mer où elles se dispersent. Compte-tenu de la capacité auto-épuratrice du milieu marin, l'objectif de traitement est de limiter à moins de 50 mg/l la pollution résiduelle exprimée en MES, ceci en moyenne journalière. Le niveau d'épuration doit être atteint avec une consommation aussi réduite que possible en réactifs de floculation. Les consommations moyennes ont été évaluées à 15 mg/l de $FeCl_3$ pur et 0,75 mg/l de polymère anionique.

Avant toute décision technique, la ville de Marseille a fait réaliser toute une série d'essais pour vérifier les performances des décanteurs lamellaires proposés.

Ces essais ont été conduits à partir d'une grille de débits variables par tranche horaire correspondant à des vitesses de 0,9 à 1,40 m/H.

Les résultats figurent dans les tableaux ci-après pour chacun des deux réseaux dont les eaux sont traitées séparément.

Ville de MARSEILLE : RESEAU UNITAIRE

Décantation lamellaire avec réactifs

Caractéristiques des eaux et des boues - Dosage en réactifs

| Journée d'essai | EAU BRUTE MeST mg/l Moyenne Journalière | | | EAU PREDECANTEE MeST mg/l Moyenne Journalière | | EAU TRAITEE MeST mg/l Moyenne Journalière | | REACTIFS mg/l | | | | BOUES | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | | | | | % M.S. Moyenne Journalière | % MS/MV Moyenne Journalière |
| | 1 | 2 | 3 | 1 | 4 | 1 | 4 | FeCl3 5 | FeCl3 6 | Polymère 5 | Polymère 6 | | |
| Jeudi 9 Septembre | - | 195 | 207 | 139 | 141 | 43 | 37 | 5,9 | 8,4 | 0,30 | 0,45 | 4,0 | 48,82 |
| Vendredi 10 | - | 192 | 191 | 121 | 131 | 36 | 39 | 6,1 | 8,36 | 0,47 | 0,45 | 3,1 | 48,52 |
| Samedi 11 | - | 123 | 144 | 95 | 92 | 38 | 34 | 4,1 | 5,0 | 0,27 | 0,31 | 5,1 | 52,65 |
| Dimanche 12 | 92 | - | - | 73 | 63 | 32 | 30 | 2,3 | 3,4 | - | 0,22 | 2,46 | 64,82 |
| Lundi 13 | 168 | 197 | 211 | 122 | 126 | 35 | 36 | 7,6 | 10 | 0,46 | 0,44 | 4,76 | 58,7 |
| Mardi 14 | 171 | 165 | 178 | 131 | 100 | 51 | 46 | 7,6 | 9,2 | 0,40 | 0,50 | 4,62 | 56,45 |
| Mercredi 15 | 172 | 166 | 179 | 168 | 171 | 47 | 42 | 8 | 10 | 0,43 | 0,43 | 4,92 | 54,62 |
| Jeudi 16 | 170 | 171 | 183 | 156 | 146 | 52 | 40 | 9 | 11 | 0,38 | 0,49 | 4,43 | 51,65 |
| Vendredi 17 | - | 173 | 188 | 165 | 156 | 59 | 39 | 7,3 | 10,5 | 0,3 | 0,40 | 6,25 | 48,52 |
| Samedi 18 | - | 241 | 190 | 108 | 117 | 42 | 43 | 5,6 | 7,8 | 0,36 | 0,34 | 5,0 | 58,2 |
| Dimanche 19 | - | 114 | 113 | 103 | 103 | 33 | - | 6,5 | 7,3 | 0,20 | 0,33 | 4,84 | 63,0 |
| Lundi 20 | 287 ± | - | - | 152 | 155 | 46 | - | 8,7 | 10,2 | 0,42 | 0,42 | 4,70 | 56,95 |
| Mardi 21 | 184 | 177 | 191 | 140 | 138 | 39 | 41 | 10,9 | 11,4 | 0,33 | 0,44 | 4,75 | - |
| Mercredi 22 | - | - | - | 135 | 137 | 33 | 32 | 9,3 | 9,8 | 0,25 | 0,50 | 3,88 | - |
| Moyenne | | | | | | | | 7,1 | 8,7 | 0,34 | 0,41 | 4,58 | 55,24 |

(1) Valeur issue de l'analyse de l'échantillon moyen journalier
(2) Valeur calculée à partir des analyses effectuées par tranche horaire pondérées sur la base d'un débit journalier de 150.000 m3
(3) Moyenne arithmétique des valeurs par tranche horaire
(4) Valeur calculée à partir des analyses effectuées par tranche horaire pondérées sur la base du débit effectivement admis sur le pilote
(5) Valeur calculée à partir du volume réellement consommée et du débit totalisé
(6) Valeur calculée à partir du débit de la pompe doseuse et du débit admis sur le pilote sur la tranche horaire considérée
± Echantillon représentatif de la tranche horaire 8 h - 22 h

## Ville de MARSEILLE : RESEAU SEPARATIF

### Décantation lamellaire avec réactifs
### Caractéristiques des eaux et des boues - Dosage en réactifs

| Journée d'essai | EAU BRUTE MeST mg/l Moyenne Journalière | | EAU PREDECANTEE MeST mg/l Moyenne Journalière | | EAU TRAITEE MeST mg/l Moyenne Journalière | | REACTIFS mg/l | | | | BOUES | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | | | | % M.S. Moyenne Journalière | % MS/MV Moyenne Journalière |
| | 1 | 2 | 1 | 3 | 1 | 3 | FeCl3 4 | FeCl3 5 | Polymère 6 | Polymère 7 | | |
| Vendredi 8 Octobre | 386 | 246 | 221 | 213 | 39 | 43 | 18,1 | 17,0 | 0,78 | 0,70 | 5,2 | 50,6 |
| Samedi 9 | 218 | 242 | 179 | 148 | 48 | 46 | 15,82 | 16,08 | 0,73 | 0,72 | 5,5 | 54,4 |
| Dimanche 10 | - | 207 | 185 | 173 | 45 | 42 | 11,45 | 12,48 | 0,55 | 0,56 | 3,2 | 64,4 |
| Lundi 11 | 333 | 253 | 243 | 220 | 48 | 51 | 17,66 | 17,92 | 0,68 | 0,63 | 2,9 | 61,6 |
| Mardi 12 | 373 | 251 | 208 | 185 | 45 | 45 | 19,54 | 18,84 | 0,77 | 0,71 | 3,8 | 59,3 |
| Mercredi 13 | 473 | 286 | 169 | 163 | 40 | 39,5 | 19,06 | 19,23 | 0,75 | 0,60 | 3,3 | 59,7 |
| Jeudi 14 | 264 | 266 | 220 | 211 | 54 | 49 | 19,27 | 19,73 | 0,85 | 0,73 | 4,2 | 59,2 |
| Dimanche 17 | 250 | 235 | 161 | 150 | 45 | 44 | 13,37 | 14,41 | 0,77 | 0,72 | 5,5 | 61,2 |
| Lundi 18 | 246 | 343 | 258 | 213 | 49 | 40 | 15,09 | 16,53 | 0,84 | 0,82 | 4,5 | 53,3 |
| Mardi 19 | 299 | 327 | 229 | - | 45 | 49 | 21,64 | 22,92 | 1,03 | 0,88 | 4,6 | 51,3 |
| Mercredi 20 | - | 333 | 192 | 178 | 46 | 47 | 16,84 | 17,53 | 0,93 | 0,88 | 3,8 | 52,4 |
| Jeudi 21 | 230 | 270 | 220 | 195 | 55 | 47 | 25,10 | 26,32 | 1,12 | 1,03 | 4,0 | 52,2 |
| Vendredi 22 | 227 | 276 | 202 | 185 | 47 | 38 | 28,03 | 30,01 | 1,26 | 1,30 | 4,3 | 56,9 |
| Samedi 23 | 191 | 244 | 150 | 137 | 37 | 37 | 22,46 | 24,60 | 1,85 | 1,23 | 4,9 | 55,4 |
| Moyenne | 291 | 270 | 203 | 182 | 46 | 44 | 18,87 | 19,54 | 0,92 | 0,82 | 4,3 | 56,6 |

(1) Valeur issue de l'analyse de l'échantillon moyen journalier
(2) Valeur calculée à partir des analyses effectuées par tranche horaire pondérées sur la base d'un débit journalier de 210.000 m3
(3) Valeur calculée à partir des analyses effectuées par tranche horaire pondérées sur la base du débit effectivement admis sur le pilote
(4) Valeur issue de la mesure journalière du volume consommé dans le bac à chlorure ferrique
(5) Valeur issue de la mesure du débit de la pompe doseuse $FeCl_3$
(6) Valeur issue de la mesure du débit de la pompe doseuse de polyélectrolyte
(7) Valeur issue de la mesure journalière de volume consommé dans le bac à polyélectrolyte

Ces essais ont donc été très concluants. En effet, la synthèse des résultats tient dans les valeurs ci-après.

- Objectif : 50 mg/l
- valeur moyenne obtenue : 44,15 mg/l
- valeur maximum obtenue : 53,7 mg/l
- valeur minimum obtenue : 37,1 mg/l

exprimées en MES

Durant la période d'essais, la valeur de 50 mg/l n'a été dépassée qu'une journée.

La consommation moyenne globale de réactif a été de :

13,8 g/m3 en $FeCl_3$ soit 92 % de la dotation

0,62 g/m3 de polymère soit 83 % de la dotation.

Parallèlement aux essais de rendement de capture des matières en suspension, un deuxième objectif a consisté en la recherche du débit journalier maximal que peut traîter l'installation tout en conservant une quantité de réactifs proche de la consommation de réactifs garantie et une qualité en moyenne journalière des eaux traitées correspondante.

Ces essais, pour être proches de la réalité, ont été conduits sur un mélange à 42 % d'eau du réseau unitaire et 58 % du réseau séparatif selon la grille de débit correspondant au maximum journalier.

Les valeurs des vitesses appliquées sont répertoriées ci-après :

| Tranche Horaire | Vitesse de Hazen m/h |
|---|---|
| 8 H 10 H | 1,93 |
| 10 H 12 H | 2,66 |
| 12 H 14 H | 1,97 |
| 14 H 16 H | 1,97 |
| 16 H 18 H | 1,43 |
| 18 H 22 H | 1,43 |
| 22 H 8 H | 1,43 |

Les résultats d'épuration, dans cette configuration où la charge hydraulique était pratiquement le double de la charge nominale ont été les suivants :

| Périodes | MEST.EB mg/l | MEST.EE mg/l | Doses FeCl3 mg/l | Doses polymères mg/l |
|---|---|---|---|---|
| 21 au 22.02.84 | 274 | 50 | 14,48 | 0,38 |
| 22 au 23.02 | 177 | 48 | 13,88 | 0,35 |
| 23 au 24.02 | 276 | 57 | 14,54 | 0,51 |
| 24 au 25 | 248 | 51 | 13,06 | 0,37 |
| 27 au 28 | 270 | 49 | 14,86 | 0,37 |
| 28 au 29 | 278 | 56 | 13,14 | 0,41 |
| 29.02 au 1.03 | 264 | 60 | 12,12 | 0,58 |
| 1 au 2.03 | 149 | 45 | 24,0 | 0,61 |
| Teneurs maximales | 276 | 60 | 34,0 | 0,61 |
| Teneurs moy.pondérées | 240 | 52 | 16,26 | 0,45 |
| Teneurs minimales | 149 | 45 | 12,12 | 0,35 |

Enfin, une troisième série d'expérience avait pour objectif l'obtention d'une qualité de rejet des eaux traitées de moins de 30 mg/l en MES pour les 2 réseaux, ceci par une combinaison ternaire de réactifs (chlorure ferrique, chaux, polymère).

Résultats obtenus sur le réseau : UNITAIRE

| Jour | EB mg/l | EP mg/l | ET mg/l | FeCl3 mg/l | Polymère mg/l | Chaux mg/l |
|---|---|---|---|---|---|---|
| L. 12/12 | 353 | 159 | 25 | 31,57 | 0,83 | 12 |
| M. 13/12 | 209 | 159 | 16 | 29,85 | 0,52 | 16,2 |
| M. 14/12 | 162 | 135 | 26 | 19,91 | 0,27 | 10,7 |
| J. 15/12 | 217 | 253 | 23 | 27,5 | 0,34 | 13,58 |
| V. 16/12 | 87 | 224 | 17 | 30,60 | 0,30 | 14,3 |
| MOYENNE | 208 | 175 | 21 | 27,9 | 0,46 | 13,51 |
| RENDEMENT | 88 % | | | | | |

Résultats obtenus sur le réseau : SEPARATIF

| Jour | EB mg/l | EP mg/l | ET mg/l | FeC13 mg/l | Polymère mg/l | Chaux mg/l |
|---|---|---|---|---|---|---|
| L. 19/12 | 360 | 227 | 42 | 24,63 | 0,44 | 18,66 |
| M. 20/12 | 252 | 278 | 39 | 31,48 | 0,49 | 13,78 |
| M. 21/12 | 644 | 255 | 29 | 33,20 | 0,55 | 19,42 |
| J. 22/12 | 274 | 308 | 32 | 35,32 | 0,64 | 33,93* |
| V. 23/12 | 376 | 298 | 44 | 40,39 | 0,69 | 28,4 |
| MOYENNE | 381 | 273 | 37 | 32,9 | 0,56 | 22,78 |
| RENDEMENT | 86 % | | | | | |

* La chaux consommée n'a pas été injectée en totalité sur le pilote.

A l'aval de cet ensemble d'essais, la ville de Marseille a décidé de retenir la proposition faite par l'O T V pour réaliser la décantation lamellaire de son usine de traitement des eaux.

Les caractéristiques principales de cet ensemble sont :

Réseau unitaire ( débit moyen 6 300 m3/h
( débit maximal 12 600 m3/h

Réseau séparatif ( débit moyen 8 640 m3/h
( débit maximal 14 040 m3/h

Nombre de décanteurs lamellaires : 8 sur le réseau séparatif
10 sur le réseau unitaire

Sur ce nombre, 4 sont affectables à l'un ou l'autre des deux réseaux.

Caractéristiques de chaque décanteur : Longueur 19 m
largeur 4.24 m
Surface totale projetée 1 655 m2.

INFLUENCE DE LA FLOCULATION

Comme dans tout traitement par coagulation-décantation, l'efficacité de la décantation dépend de la nature de la suspension provenant du floculateur. Un soin particulier doit être apporté au transport de la suspension entre la sortie du floculateur et l'entrée des plaques inclinées pour éviter la détérioration des flocs. C'est ainsi qu'une configuration avec une floculation intégrée, comme figuré sur le croquis joint, est avantageuse.

Pour illustrer ce phénomène, nous allons comparer les essais réalisés par la Société Québécoise d'Assainissement des Eaux et le Consortium LAVALIN LGL à LONGUEIL.

Une première série d'essais a été effectuée en Février et Mars 1985 avec une unité pilote comprenant une coagulation à l'Alun et au polymère et un décanteur conventionnel séparé du floculateur. Une deuxième série a été effectuée en Septembre et Octobre 1985 avec le décanteur lamellaire à floculation intégrée.

Les résultats des deux séries ont été à l'avantage du décanteur lamellaire avec floculation intégrée.

| | Al/p | Rendement d'élimination du phosphore % |
|---|---|---|
| Conventionnel avec floculateur séparé | 2,79 | 52,8 |
| Lamellaire avec floculateur intégré | 2,23 | 83,9 |

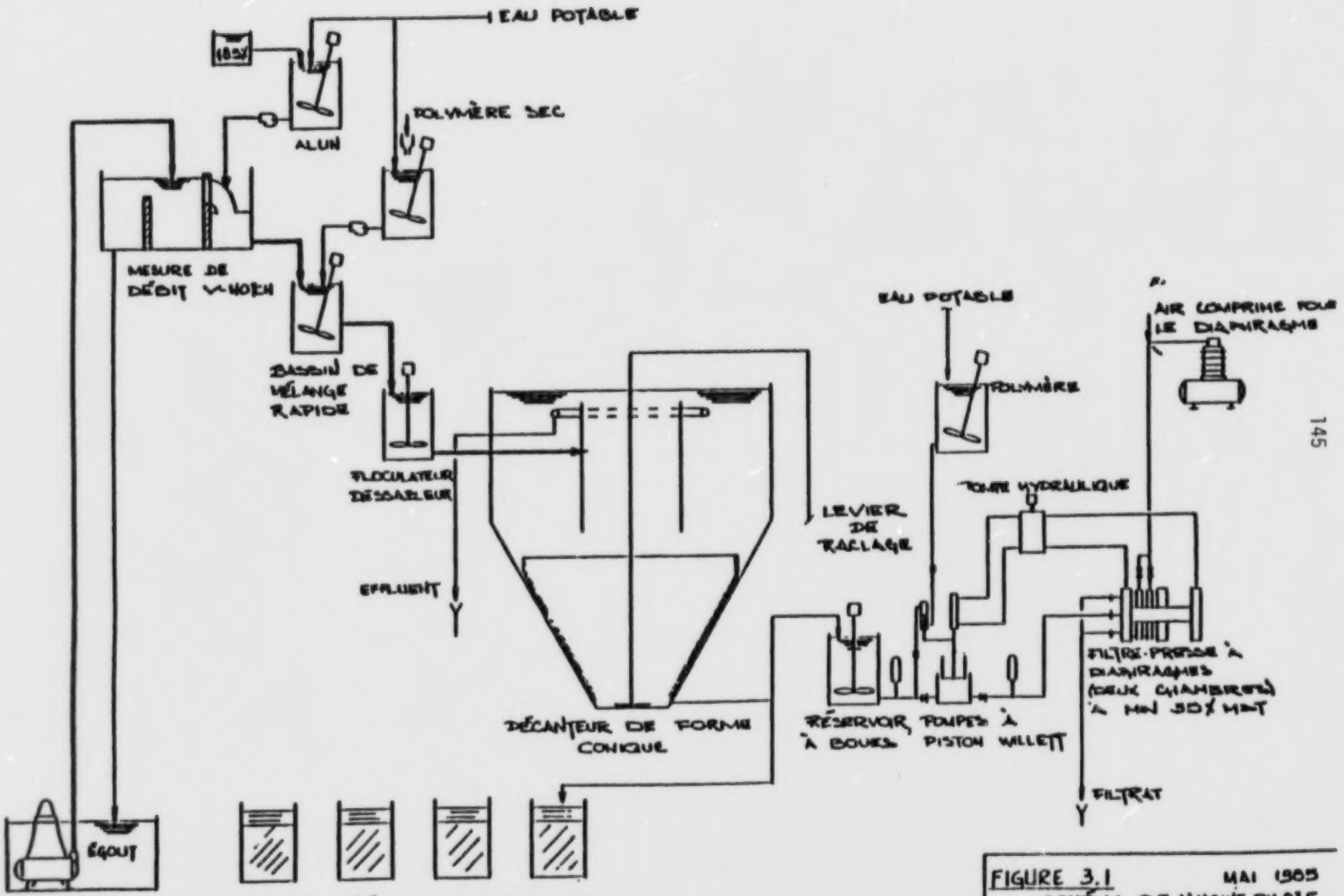
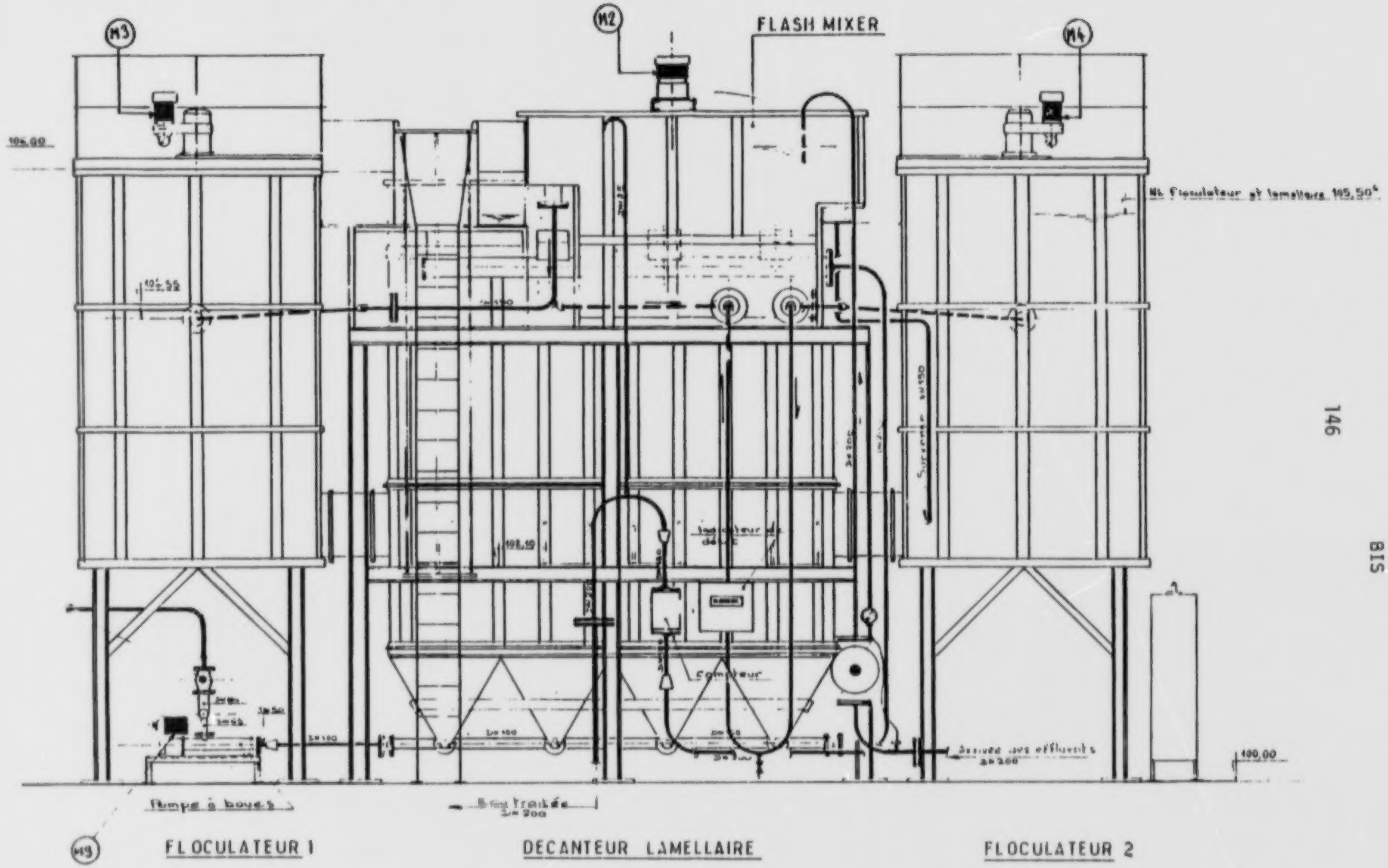



FIGURE 3.1 MAI 1985
SCHÉMA DE L'USINE PILOTE
CENTRE DÉPURATION RIVE-SUD


M3
M2
FLASH MIXER
M4
Nt Floculateur et lamellaire 105,50
100,00
Pompe à boues
Eau traitée
Compteur
Arrivée des effluents
M9
FLOCULATEUR 1
DECANTEUR LAMELLAIRE
FLOCULATEUR 2

## VI - APPLICATION DU DECANTEUR LAMELLAIRE EN DECANTATION SECONDAIRE

La décantation lamellaire de boues activées à été utilisée avec succès sur des installations comme celles de LA ROCHELLE, AJACCIO et BOULOGNE.

Le type d'ouvrage employé est similaire à ceux utilisés en décantation primaire ou physico-chimique, seul le raclage des boues est modifié pour tenir compte de l'aptitude limitée des boues biologiques à l'épaississement.

Nous avons pu vérifier que le décanteur lamellaire se comporte comme un décanteur conventionnel opérant à la même vitesse de Hazen.

Les paramètres de calcul dépendent, comme pour un ouvrage conventionnel, de la nature des boues activées : aération prolongée, moyenne, ou forte charge, concentration des boues, indice de Molhman, etc...

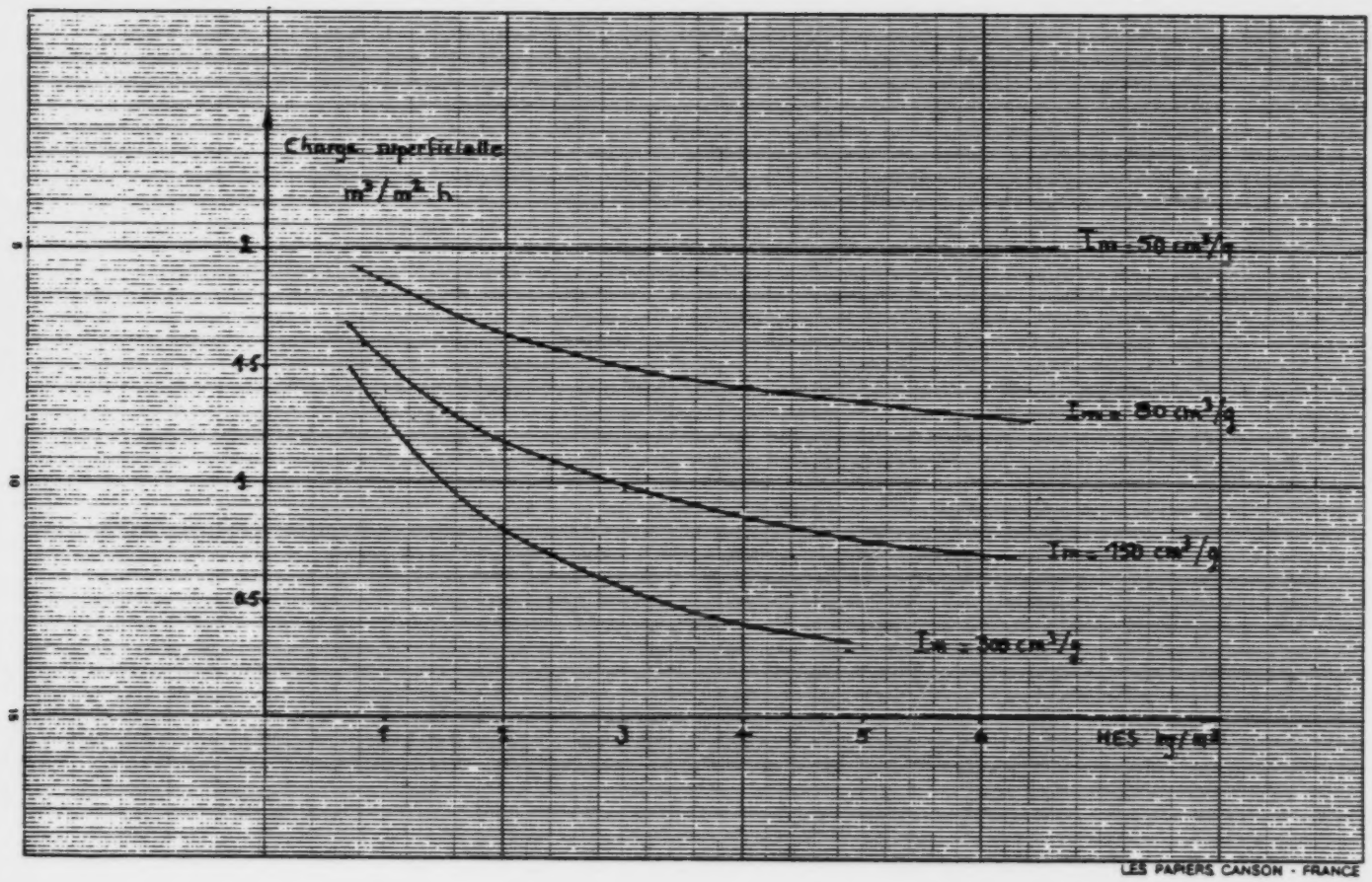
On peut penser, sans qu'on ait réussi à le démontrer objectivement que le décanteur lamellaire voit son efficacité accrue par :

- les courants de densité entre plaques qui favorisent l'écoulement des boues,
- la faiblesse du temps de résidence des eaux qui limite les risques de fermentation anaérobie des boues.

L'abaque n° 1 donne à titre indicatif les valeurs de vitesse de Hazen en fonction de la concentration des boues et de l'indice de Molhman.

**ABAQUE N° 1**

**ETUDE STATISTIQUE O T V**



## VII - EN GUISE DE CONCLUSION

L'ensemble des éléments pragmatiques présentés dans le document concourt à confirmer ce que laissait présager l'approche théorique du fonctionnement du décanteur lamellaire développé par O T V :

- le décanteur lamellaire obtient des performances analogues à celles d'un décanteur conventionnel soumis à la même vitesse de Hazen.

Cette affirmation est vraie que le décanteur soit utilisé en épuration physique, physio-chimique ou en clarification biologique.

Comme le décanteur lamellaire a, du fait de sa conception, une emprise au sol 7 fois inférieure à celle du décanteur conventionnel auquel il correspond, il en découle une suite d'avantages certains :

- le décanteur lamellaire se prête à la réalisation d'unités d'épuration compactes :

- son emploi sera donc particulièrement apprécié lorsque :

- le sol est cher
- les constructions impliquent des fondations spéciales ou des épuisements.

- le décanteur lamellaire est particulièrement intéressant dans un environnement fragile :

- la surface du plan d'eau est faible ce qui réduit les émanations de gaz

- le temps de séjour des eaux et des boues est court, ce qui limite les risques de putréfaction.

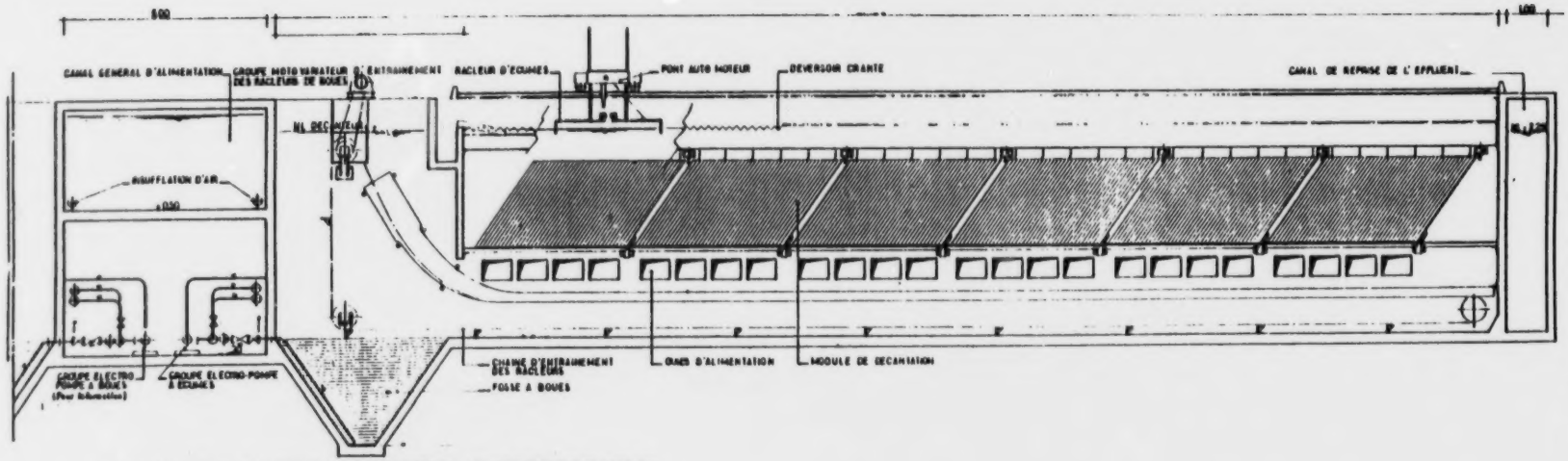
- la mise sous abri d'un décanteur lamellaire est beaucoup plus économique que celle de l'ouvrage conventionnel équivalent.

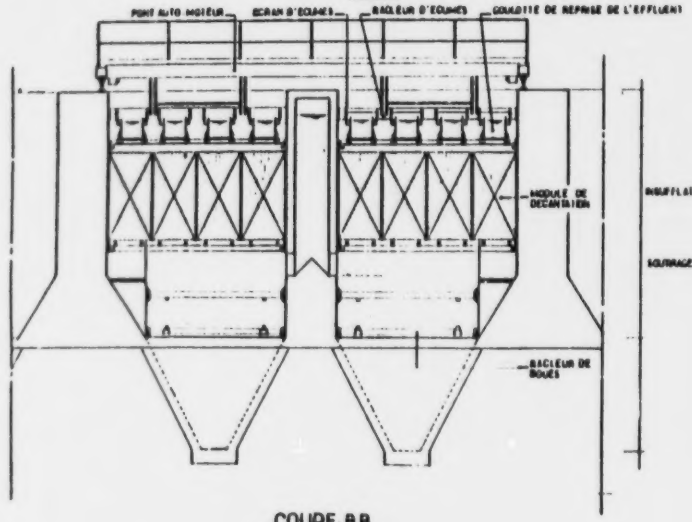
* *
*

Toutes ces facultés justifient le développement actuel du décanteur lamellaire défini par O T V qui est concrétisé dans les réalisations de stations d'épuration réparties dans l'ensemble du territoire métropolitain et notamment :
- à BOULOGNE sur MER en épuration biologique pour 180.000 habitants
- au TOUQUET en décantation primaire pour 53.000 habitants
- à LUNEVILLE en décantation primaire pour 50.000 habitants
- à AGAY en épuration physiochimique pour 20.000 habitants
- à TOULON en épuration physiochimique pour 120.000 habitants
- à MARSEILLE en épuration physiochimique pour 1.500.000 habitants.

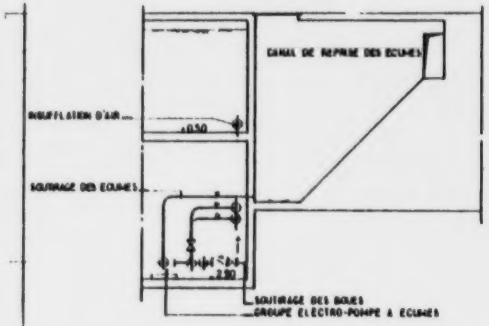
De nombreux projets en France et à l'étranger sont actuellement à l'étude, qui renforceront encore la réussite des efforts de recherche et développement entrepris par OTV. Ces efforts se poursuivent d'une manière continue, notamment dans notre Centre de Recherches, car nous ne considérons pas que l'état actuel de nos connaissances, exposé ci-avant, ne puisse pas être encore amélioré.

## COUPE AA




## COUPE BB




## COUPE CC

**EXEMPLE DE GAIN EN REACTIF**

**DANS LE CAS D'UNE FLOCULATION INTEGREE**

ESSAIS A LONGUEUIL EN DEPHOSPHATATON CHIMIQUE

Conventionnel avec floculation séparé $\frac{Al}{P}$ = 2,79 Rd % 52,8

Lamellaire avec floculation intégré $\frac{Al}{P}$ = 2,23 Rd % 83,9

## LONGUEUIL ESSAIS SQAE - LAVALIN

### DECANTATION CONVENTIONNELLE FLOCULATEUR SEPARE

| Alun | $\frac{Al}{P}$ initial | Rendement % | P mg/l E Brute |
|---|---|---|---|
| 70 | 2,54 | 48 | 2,5 |
| 80 | 3,03 | 46 | 2,4 |
| 80 | 2,14 | 32 | 3,4 |
| 80 | 2,34 | 35 | 3,1 |
| 80 | 2,15 | 55 | 3,8 |
| 90 | 5,45 | 47 | 1,5 |
| 90 | 3,27 | 72 | 2,5 |
| 100 | 6,06 | 40 | 1,5 |
| 100 | 3,78 | 79 | 2,4 |
| 100 | 6,06 | 53 | 1,5 |
| 80 | 4,04 | 44 | 1,8 |
| 80 | 3,09 | 56 | 2,4 |
| 80 | 4,04 | 61 | 1,8 |
| (66) | 6,0 | 40 | 1,0 |

( ) Silice.

Courbe pour valeurs $P \geqslant 2$

moyennes $\frac{Al}{P}$ 2,70

Rd 52,8%/

Corrélation 0,82

## LONGUEUIL

## FLOCULATEUR INTEGRE DECANTEUR LAMELLAIRE

## RESULTATS LAVALIN

| Alun ppm. | EB * | EE * | Rd | Al/p |
|---|---|---|---|---|
| 82,9 | 3,36 | 0,24 | 92,9 | 2,24 |
| 100 | 3,26 | 0,06 | 98,2 | 2,79 |
| 106 | 2,86 | 0,11 | 96,2 | 3,37 |
| 86,9 | 2,50 | 0,25 | 90,0 | 3,16 |
| 82,6 | 2,50 | 0,50 | 80,0 | 3,0 |
| 88,2 | 3,0 | 0,16 | 94,7 | 2,67 |
| 79,6 | 3,75 | 0,35 | 90,7 | 19,3 |
| 70 | 2 | 0,45 | 77,5 | 3,18 |
| 70,8 | 3,88 | 0,41 | 89,4 | 1,66 |
| 82,1 | 3,50 | 0,24 | 93,1 | 2,13 |
| 79,1 | 3,38 | 0,32 | 90,5 | 2,13 |
| 74,2 | 3,63 | 0,95 | 73,8 | 1,86 |
| 85 | 3,75 | 0,26 | 93,1 | 2,06 |
| 71,9 | 3,0 | 0,10 | 96,7 | 2,18 |
| 76,9 | 2 | 0,72 | 64 | 3,50 |
| 76,9 | 3,75 | 0,66 | 82,4 | 1,86 |
| 70,6 | 3 | 0,40 | 83,7 | 2,14 |
| 83,7 | 3,25 | 0,58 | 82,2 | 2,34 |
| 76,1 | 3,50 | 0,85 | 75,7 | 1,98 |
| 71,3 | 3,75 | 1,18 | 68,5 | 1,73 |
| 55 | 2 | 0,25 | 87,5 | 2,50 |
| 52,7 | 2,50 | 0,66 | 73,6 | 1,84 |
| 49,4 | 3 | 1,19 | 60,3 | 1,50 |
| 46,4 | 2,75 | 1,39 | 49,5 | 1,53 |
| 76 | 3,25 | 0,69 | 78,8 | 2,13 |
| 61,2 | 3 | 1,04 | 65,3 | 1,85 |

EB eau brute
EE eau épurée

**LONGUEUIL**

**FLOCULATEUR INTEGRE DECANTEUR LAMELLAIRE**

**RESULTATS JMI**

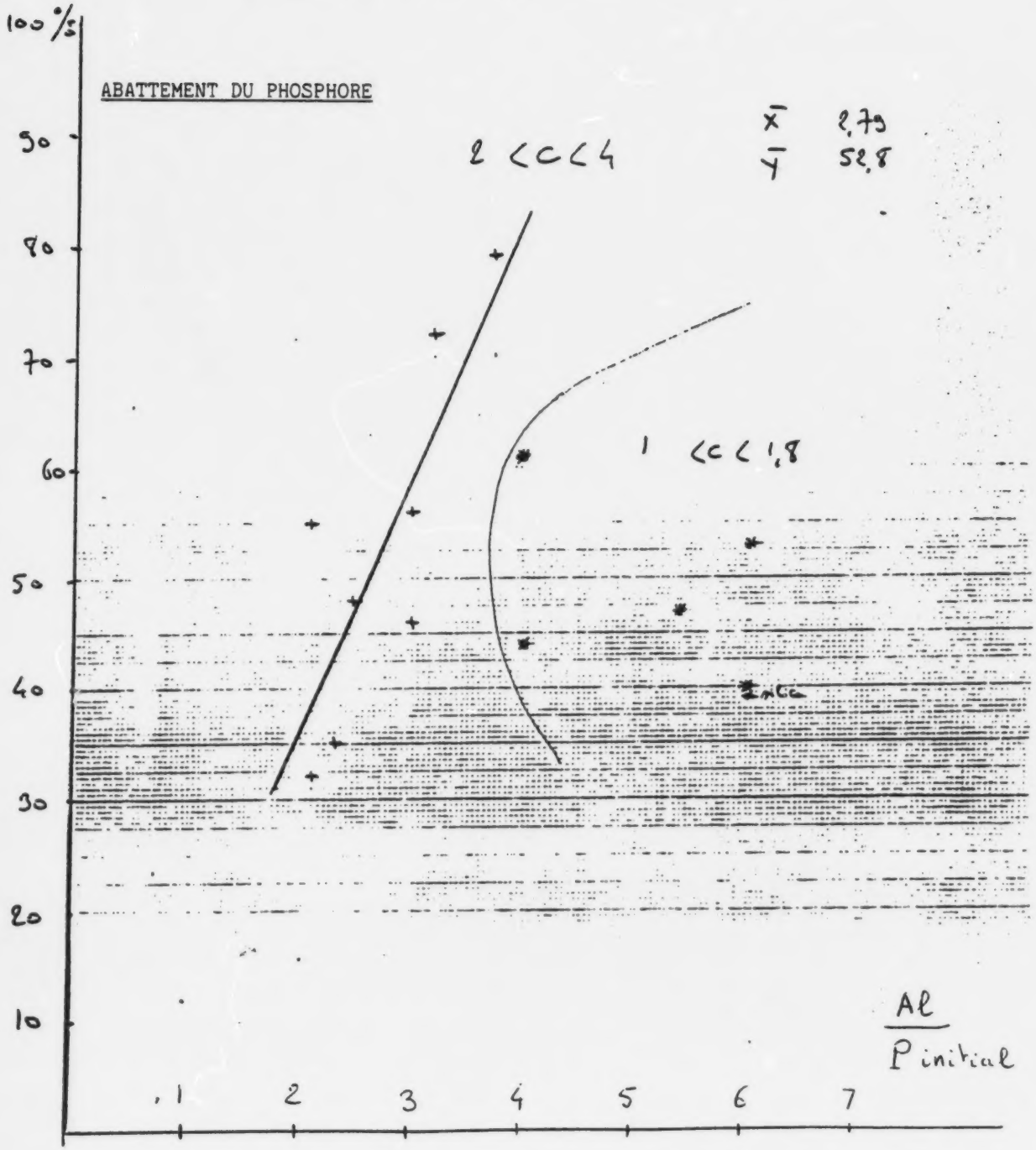
| Alun mg/l | EB* | EE* | Rd | Al/p |
|---|---|---|---|---|
| 100 | 2,63 | 0,25 | 90,5 | 3,46 |
| 80,7 | 2,13 | 0,19 | 91,1 | 3,45 |
| 75,3 | 3,55 | 0,64 | 82,1 | 1,93 |
| 79 | 3,0 | 0,13 | 95,7 | 2,39 |
| 70,1 | 3,5 | 0,29 | 91,7 | 1,82 |
| 70,8 | 4,15 | 0,57 | 86,3 | 1,55 |
| 82,07 | 3,17 | 0,31 | 90,2 | 2,35 |
| 76,1 | 3,81 | 0,53 | 86,2 | 1,82 |
| 76,2 | 3,34 | 0,31 | 90,7 | 2,07 |
| 74,8 | 3,52 | 0,50 | 85,8 | 1,93 |
| 69,8 | 3,43 | 0,35 | 89,8 | 1,85 |
| 74 | 3,43 | 0,29 | 91,5 | 1,96 |
| 79,1 | 3,12 | 0,40 | 87,2 | 2,30 |
| 81,1 | 3,67 | 0,47 | 87,3 | 2,01 |
| 76,9 | 3,79 | 0,48 | 87,3 | 1,84 |
| 76,6 | 3,78 | 0,66 | 82,5 | 1,84 |
| 74,3 | 3,94 | 0,64 | 83,8 | 1,71 |
| 71,9 | 2,2 | 0,57 | 74,1 | 2,97 |
| 81 | 3,82 | 0,54 | 85,9 | 1,93 |
| 105,8 | 3,45 | 0,25 | 92,8 | 2,79 |
| 83,7 | 3,93 | 0,52 | 86,9 | 1,94 |
| 86,2 | 3,73 | 0,29 | 92,1 | 2,10 |
| 49,5 | 1,92 | 0,27 | 85,9 | 2,34 |
| 50,6 | 1,87 | 0,38 | 79,7 | 2,46 |
| 52,7 | 2,29 | 0,61 | 73,4 | 2,09 |
| 49,4 | 2,9 | 1,12 | 61,4 | 1,55 |

EB eau brute
EE eau épurée
Rd rendement d'élimination du phosphore

LONGUEIL

DECANTATION CONVENTIONNELLE

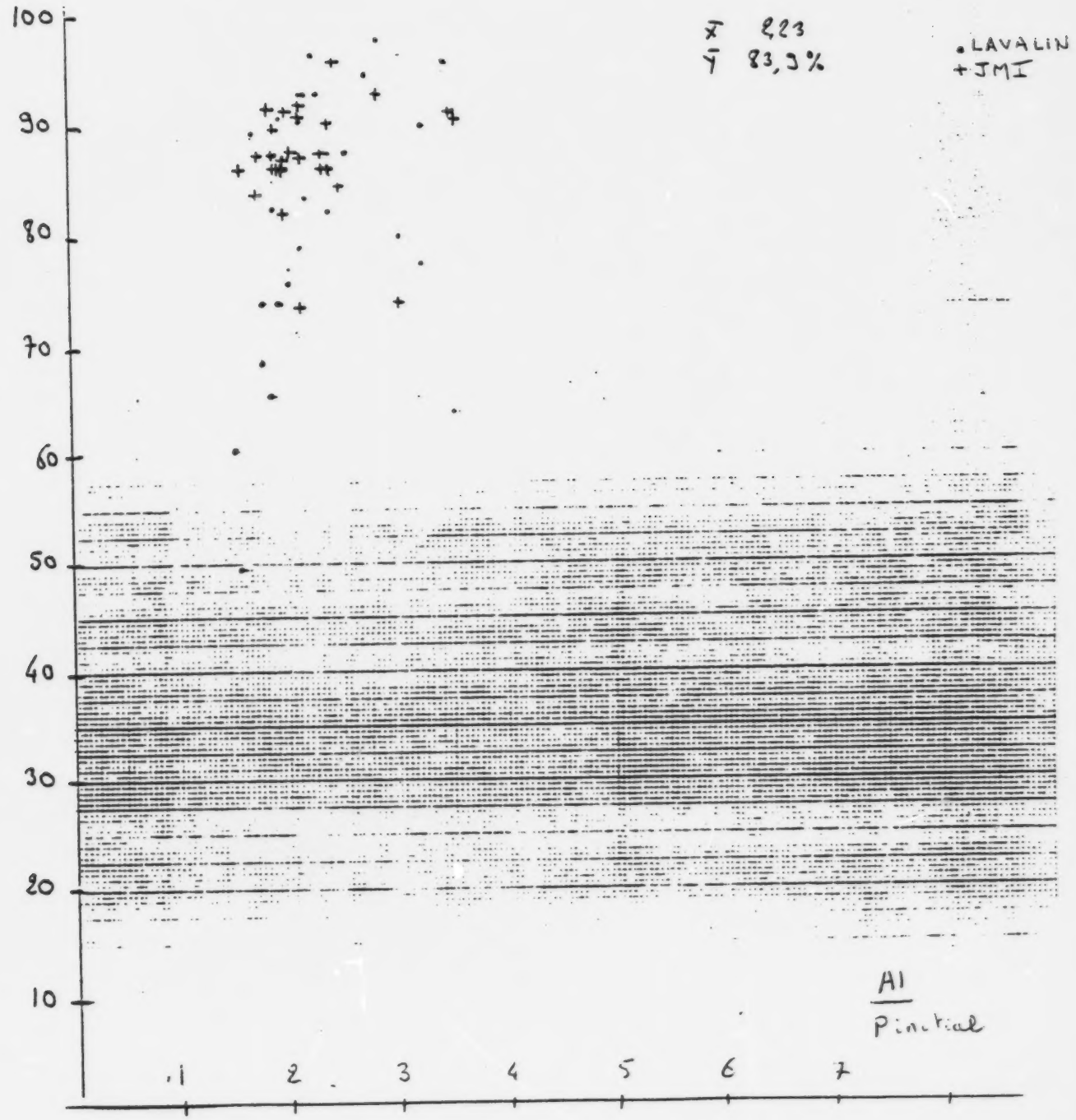
FLOCULATEUR SEPARE (Février-Mars 85)



**LONGUEUIL**

**DECANTATION LAMELLAIRE**

**FLOCULATEUR INTEGRE (Septembre–Octobre 85)**



# TRAITEMENT TERTIAIRE DES EAUX USEES

# PAR LA TOURBE

M. Louis Hains, ing. jr.
Etudiant de maîtrise en génie civil
Faculté des sciences appliquées
Université de Sherbrooke
Sherbrooke (Québec)
J1K 2R1

M. K. Subba Narasiah, Ph.D., professeur titulaire
Département de génie civil
Faculté des sciences appliquées
Université de Sherbrooke
Sherbrooke (Québec)
J1K 2R1

## INTRODUCTION

Le contrôle de plus en plus sévère des effluents d'usine d'épuration oblige les concepteurs à développer et construire des unités de traitement tertiaire. La filtration par gravité demeure une option de choix à ce niveau de traitement. Utilisée initialement pour le traitement de l'eau de consommation, la filtration sur lit granulaire est aujourd'hui utilisée extensivement pour l'assainissement des eaux usées, à titre d'unité de polissage des effluents secondaires principalement.

L'installation de systèmes de filtration tertiaire est souvent requise pour suppléer à un rendement insuffisant des unités de traitement régulières ou encore pour rencontrer de nouvelles normes plus exigeantes. Il ne faut pas oublier le but premier du traitement des eaux usées: la protection de l'environnement. L'environnement, dans notre cas, c'est le milieu récepteur. Selon les conditions de ce milieu récepteur, des concentrations jugées très faibles selon les normes peuvent être inacceptables pour le site naturel. Ainsi, il faut prendre en considération le polissage d'un effluent secondaire qui, même satisfaisant aux normes établies ou au rendement attendu de l'unité de traitement, ne s'avèrerait pas suffisant pour l'environnement ou l'utilisation que l'on en fait.

De plus, les restrictions budgétaires obligent les concepteurs à trouver des techniques de filtration de moins en

moins onéreuses, que ce soit au point de vue de la construction, de l'opération, de l'entretien, etc... De plus, l'apparition de telles techniques est la bienvenue particulièrement pour les communautés éloignées et/ou à faible densité de population.

Depuis quelques années, des études ont été effectuées sur les propriétés de la tourbe en tant que filtre remplaçant le traditionnel sable de quartz et anthracite. Au Québec, on retrouve des quantités considérables de tourbe. Les tourbières exploitables se retrouvent principalement dans les régions suivantes: Côte Nord, Bas St-Laurent, Lac St-Jean et plaine de la mer de Champlain (13).

L'exploitation de cette ressource naturelle abondante, et jusqu'à un certain point renouvelable (6), à des fins épuratoires s'avère très intéressante pour les communautés voisines de tourbières, par exemple.

## BUT DE L'ETUDE

L'objet de ce travail est d'étudier le rendement épuratoire d'un filtre de tourbe de sphaigne pour des taux de filtration différents, et comparer ces résultats à ceux d'un filtre de sable uniforme soumis aux mêmes conditions.

## Utilisation d'un filtre de tourbe: études antérieures

La tourbe est depuis longtemps considérée comme un excellent adsorbant. Plusieurs études démontrent en effet que ce matériau fibreux d'une grande polarité a une capacité d'adsorption importante pour les solides dissous de certains métaux et les molécules organiques (3,5). Toutefois, les recherches utilisant la tourbe dans un filtre gravitaire pour les eaux usées domestiques sont moins nombreuses, surtout pour les faibles concentrations et le climat qui caractérisent nos régions.

Meunier (10) a récemment fait état d'un essai de filtration sur lit de tourbe des eaux usées d'une municipalité des Laurentides. Ces eaux étaient préalablement dégrillées et tamisées. Les rendements épuratoires sont de 83% de MES, 73% de $DBO_5$ et 64% de DCO pour des valeurs moyennes à l'affluent de 29, 17 et 75 mg/ℓ respectivement. Les taux de filtration variaient de 14,4 à 28,8 cm/j. Le filtre était conçu pour être submergé par une hauteur variable d'eaux usées, ce qui diminuait ainsi les risques de gel. Ce concept est passablement différent des filtres de tourbe américains qui utilisent entre autre l'épandage des eaux soit à l'aide de gicleurs, soit par ruissellement sur le sol ou soit encore par un système de conduites de distribution enfouies du type fosse septique (11,12).

Il existe plusieurs emplacements aux Etats-Unis et en Europe (particulièrement dans les pays nordiques) où on se sert de la tourbe comme milieu filtrant pour des eaux domestiques (2). Une bonne partie de ces sites font l'épandage à même les tourbières, c'est-à-dire dans le milieu naturel. La plupart de ces ouvrages confère à la tourbe un bon rendement pour ce qui est de la $DBO_5$, la DCO, les MES, la turbidité et les coliformes. L'enlèvement des éléments nutritifs, qui fait l'objet de beaucoup d'attention de la part des chercheurs, varie selon les conditions d'opération, mais demeure en général négligeable. Au Québec, l'utilisation de la tourbe pour l'épuration des eaux est moins répandue malgré l'abondance de cette matière naturelle.

Type de tourbe

Le type de tourbe et les propriétés physiques correspondantes dépendent du niveau de décomposition retrouvé dans la tourbière. La décomposition varie entre autre selon la profondeur et l'humidité du sol. Une tourbe non décomposée contient presqu'exclusivement des matières organiques sous formes de fibres, ce qui lui confère une meilleure capacité de rétention de l'eau, une plus grande porosité, une conductivité hydraulique plus élevée et une densité faible (1). A mesure que le niveau de décomposition augmente, la quantité de fibres diminue et les propriétés hydrauliques sont d'autant modifiées. Plusieurs autres caractéristiques sont fonctions du niveau de

décomposition de la tourbe, dont le pourcentage de cendres et le pH (6). La tourbe de sphaigne, utilisée dans notre expérience, se retrouve à la surface des tourbières et se caractérise par un très faible niveau de décomposition et un faible pH.

## METHODE EXPERIMENTALE

Le système de filtration utilisé pour cette expérience se compose de cinq colonnes de filtration en PVC opaque de 15 cm de diamètre intérieur, d'un système de distribution continue par gravité et d'une réserve d'eaux usées bien mélangées et aérées. Ce montage est illustré à la figure 1. Quatre colonnes sur cinq contiennent 30 cm de tourbe de sphaigne dont les particules supérieures à 2 mm ont été enlevées par tamisage. La densité spécifique de la tourbe dans les filtres correspond à 0,15 g/cm$^3$. La cinquième colonne est remplie par 30 cm de sable d'Ottawa dont le diamètre des grains varie de 0,8 à 1,2 mm. Cette dernière agit à titre de filtre témoin. Chacune des colonnes est sous-tendue par une couche de sable d'Ottawa de 2 à 4 mm de diamètre et surmontée par environ 3 cm de pierre concassée (5 à 20 mm de diamètre). Cette épaisseur de pierre concassée agit comme filtre grossier et, dans le cas de la tourbe, tient en place les particules du milieu filtrant. Les taux de filtration pour les filtres de tourbe sont de 10, 20, 40 et 80 cm/j, tandis que le taux pour le filtre de sable est de 20 cm/j. Le choix de ces valeurs

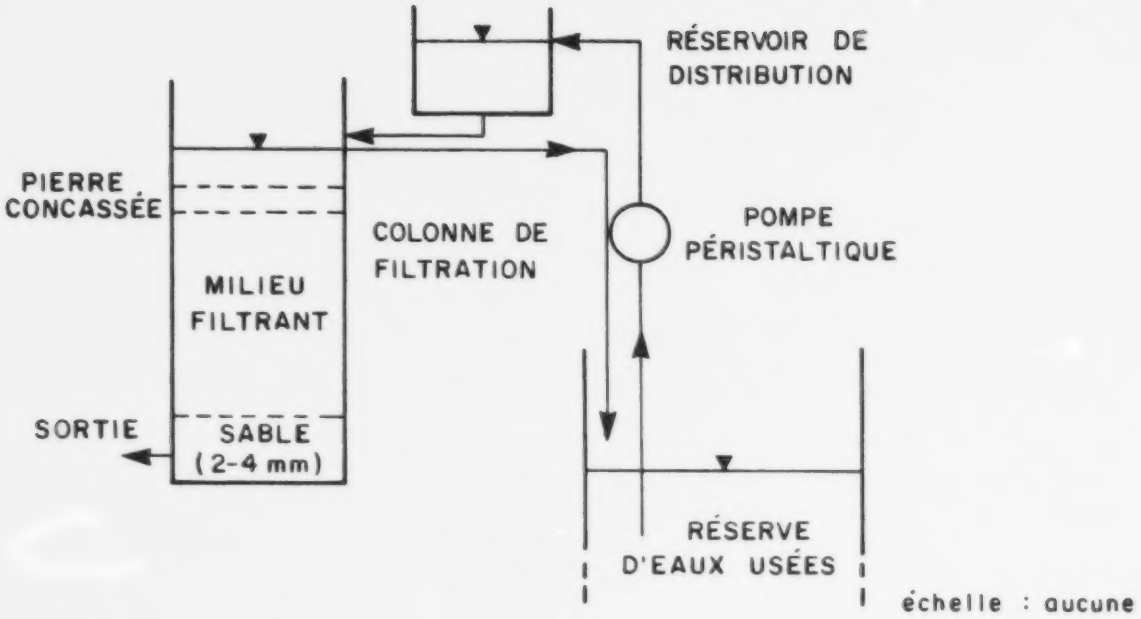



FIGURE 1 _ SCHÉMA DU SYSTÈME DE FILTRATION

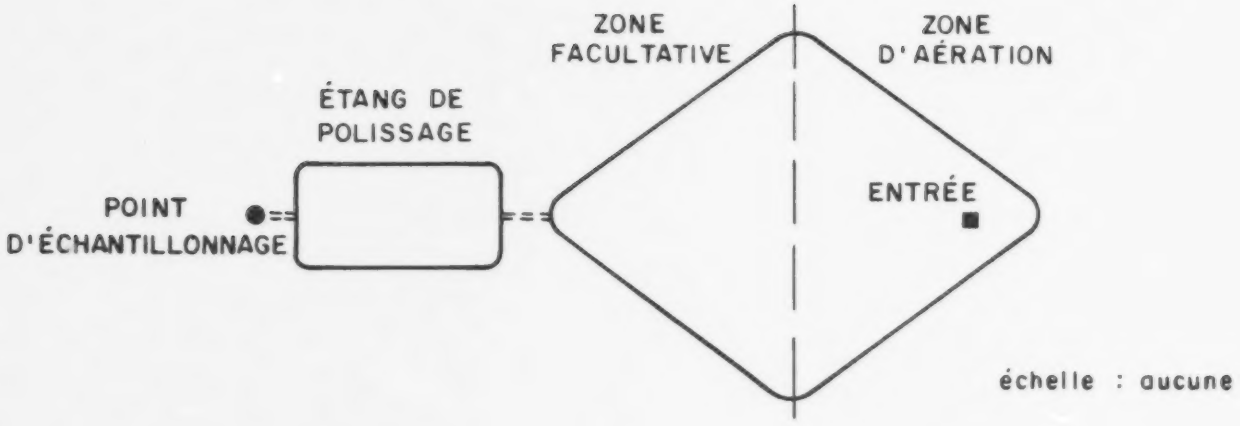



FIGURE 2 _ SCHÉMA DU SYSTÈME D'ÉPURATION DES EAUX USÉES DE ST-FRANCOIS-XAVIER DE BROMPTON .

concorde avec la gamme des taux de filtration les plus fréquemment utilisés. Une tête d'eau constante d'environ 9 cm est maintenue sur chaque filtre. Les débits sont contrôlés à la sortie des colonnes de filtration.

Les eaux usées servant à alimenter les filtres provenaient de l'effluent des étangs de St-François-Xavier de Brompton. La figure 2 montre le schéma de fonctionnement. Ces eaux sont d'origines purement domestiques. Les échantillons étaient prélevés ponctuellement à tous les 2 ou 3 jours et réfrigérés à 4°C avant d'être disposés dans le contenant de réserve.

Les eaux d'alimentation étaient analysées ou conservées pour fins d'analyse dès leurs prélèvements. Il en est de même pour les échantillons à la sortie des filtres. La fréquence des analyses est variable.

Les analyses effectuées portent sur les MES, la turbidité, la $DBO_5$, le COT, l'ortho-phosphate, le phosphate total, le pH, les coliformes totaux et les coliformes fécaux. Tous les modes de préservation ou d'analyse sont conformes aux méthodes contenues dans le Standard Method, 17è édition (14).

L'essai a duré plus de 12 semaines.

## RESULTATS

Les figures 3 à 11 montrent l'évaluation des différents paramètres et le tableau 1 donne les valeurs moyennes et les pourcentages moyens d'enlèvement pour chacun des paramètres étudiés.

Il est à noter que les filtres numérotés de 1 à 4 correspondent aux filtres de tourbe pour des taux de filtration de 10, 20, 40 et 80 cm/j respectivement, et que le filtre no 5 correspond au filtre à sable pour un taux de filtration de 20 cm/j. Les filtres nos 3 et 4 perdent leur capacité d'infiltration initiale dès les 35è et 24è jour de l'essai respectivement. Le prélèvement d'échantillons à la sortie de ces filtres s'est toutefois poursuivi après leur colmatage. Pour une analyse plus représentative, les moyennes calculées pour les filtres nos 3 et 4 ne tiennent compte que des échantillons prélevés jusqu'au 36è jour inclusivement.

Les huit premiers jours de l'essai ont été effectués à des taux de filtration réduits de moitié pour les filtres de tourbe. Pour des considérations d'ordre pratique, il nous est apparu nécessaire de hausser les taux aux niveaux indiqués précédemment. Seul le filtre de sable a conservé le même taux de filtration.

Tableau 1. Valeur moyenne et pourcentage d'enlèvement moyen des différents paramètres (1)

| | Entrée | Filtre no | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 1 | | 2 | | 3 | | 4 | | 5 | |
| | (mg/L) | mg/L | % enl. | mg/L | % enl. | mg/L | % enl. | mg/L | % enl. | mg/L | % enl. |
| pH (2) | 6,9 | 5,0 | - | 5,35 | - | 5,3 | - | 6,2 | - | 7,0 | - |
| MES | 10,3 | 0,1 | 99% | 2,0 | 81% | 0 | 100% | 0,8 | 92% | 0,8 | 92% |
| Turbidité (3) | 10,9 | 3,3 | 70% | 5,3 | 51% | 4,0 | 63% | 4,0 | 63% | 4,5 | 59% |
| C.O.T. | 8,4 | 42 | ( ) | 31 | ( ) | 22 | ( ) | 26 | ( ) | 5,9 | 30% |
| $DBO_5$ | 6,75 | 6,7 | 0% | 6,8 | 0% | 14,0 | ( ) | 8,5 | ( ) | 2,3 | 66% |
| Ortho-phosphate | 2,79 | 2,97 | ( ) | 2,87 | ( ) | 2,75 | 1% | 2,85 | ( ) | 2,95 | ( ) |
| Phosphate total | 3,23 | 3,03 | 6% | 3,01 | 7% | 2,99 | 8% | 2,85 | 12% | 2,90 | 10% |
| Coliformes totaux (4) | $1,385 \times 10^5$ | N/A | 99,9% | N/A | 97,8% | N/A | 70% | N/A | 30% | N/A | 99,9% |
| Coliformes fécaux (4) | 6045 | N/A | 99,99% | N/A | 99,9% | N/A | 99% | N/A | 98% | N/A | 99,99% |

(1) Moyennes des données prises après le changement des taux de filtration au 8è jour. Pour les filtres nos 3 et 4, les moyennes sont calculées jusqu'au 36è jour inclusivement.

(2) Unité standard

(3) ppm de $SiO_2$

(4) Les pourcentages d'enlèvement indiqués représentent le pourcentage de la dernière journée

Il faut aussi spécifier que l'analyse de certains paramètres ne débute qu'après 3 semaines de filtration. Cela explique le manque de données au début de l'essai sur les figures correspondantes.

pH (fig. 3)

Sur la figure 3, on dénote un accroissement régulier du pH à la sortie des filtres de tourbe jusqu'à une valeur se rapprochant de l'entrée (6,0 à 6,5). La vitesse de progression varie d'un filtre à l'autre, selon le taux de filtration. Par exemple, le filtre 4 (80 cm/j) a un pH de 6,2 dès le 22è jour, ce qui suppose une augmentation très rapide puisque la tourbe de sphaigne, dans son état naturel, procure un pH d'environ 4,0 (9). Le filtre 1 (10 cm/j), quant à lui, atteint à peine un pH de 5,8 à la dernière journée de l'essai. Si on porte notre attention dans l'évolution du pH des filtres 1 et 2, on peut facilement remarquer qu'avant 50 jours le pH du filtre 2 est inférieur au filtre 1 et on observe le phénomène inverse après 50 jours. L'absence de données pour les trois premières semaines nous empêche de vérifier si les filtres 3 et 4 exhibent une évolution semblable.

La quantité de tourbe étant la même pour tous les filtres, seul le taux de filtration peut modifier le pH à la sortie. Le taux de filtration agit à deux niveaux: le temps de rétention dans le filtre et la quantité d'eau filtrée.

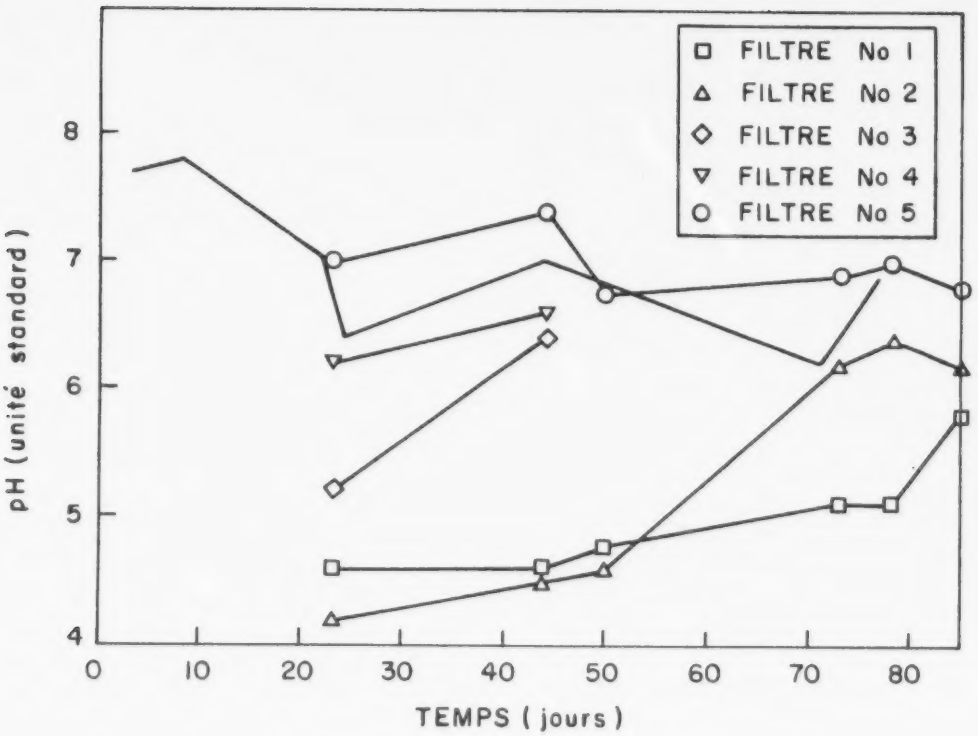



Figure 3. Evolution du pH

Ces deux facteurs influencent la vitesse de progression du pH.

Le filtre de sable ne présente aucune variation notable avec l'eau à l'entrée.

Matières en suspension (fig. 4)

Les analyses de MES démontrent l'efficacité de la tourbe à ce niveau pour tous les taux de filtration. Les pourcentages moyens d'enlèvement sont dans tous les cas supérieurs à 80%. Le filtre no 1 est le plus performant avec un enlèvement pratiquement complet pour tous les échantillons. La durée de filtration ne semble pas affecter le rendement des filtres. Il est important de noter la faible concentration de MES à l'entrée des filtres, qui se situe en moyenne à 10,3 mg/L. En cette période de l'année (automne), les MES sont constituées majoritairement d'algues. La coloration verte de l'effluent des étangs et des tests de matières volatiles ont corroboré ce fait. Le sable donne des résultats équivalents à la tourbe pour l'enlèvement de MES.

Turbidité (fig. 5)

Les pourcentages d'enlèvement pour la turbidité sont inférieurs à ceux des MES. Compte tenu des faibles variations dans les valeurs absolues, le taux de filtration ne semble pas éprouvé le rendement des filtres. Le filtre no 1 offre

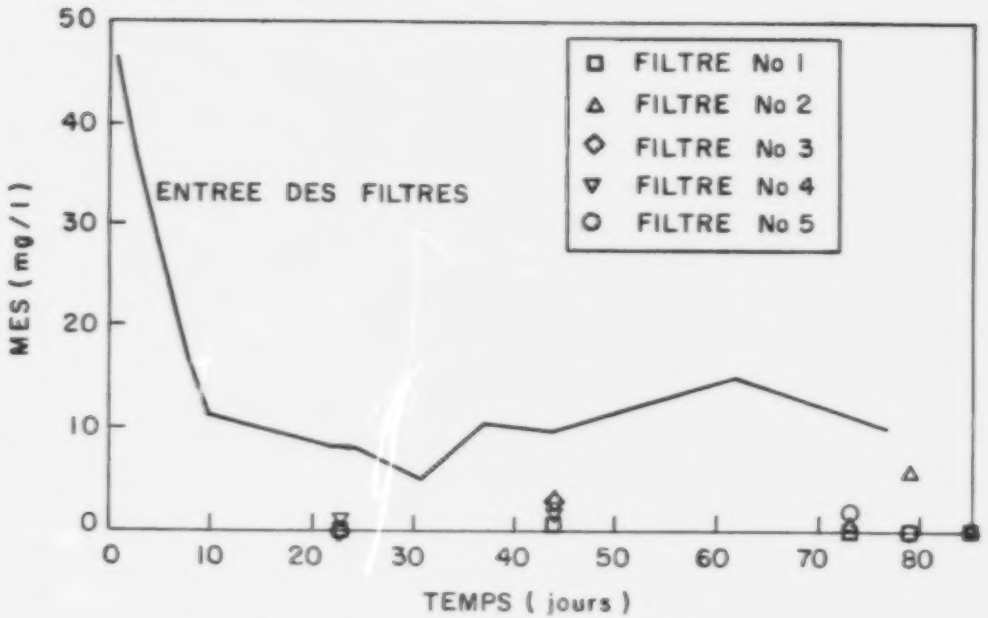



Figure 4. Evolution des MES

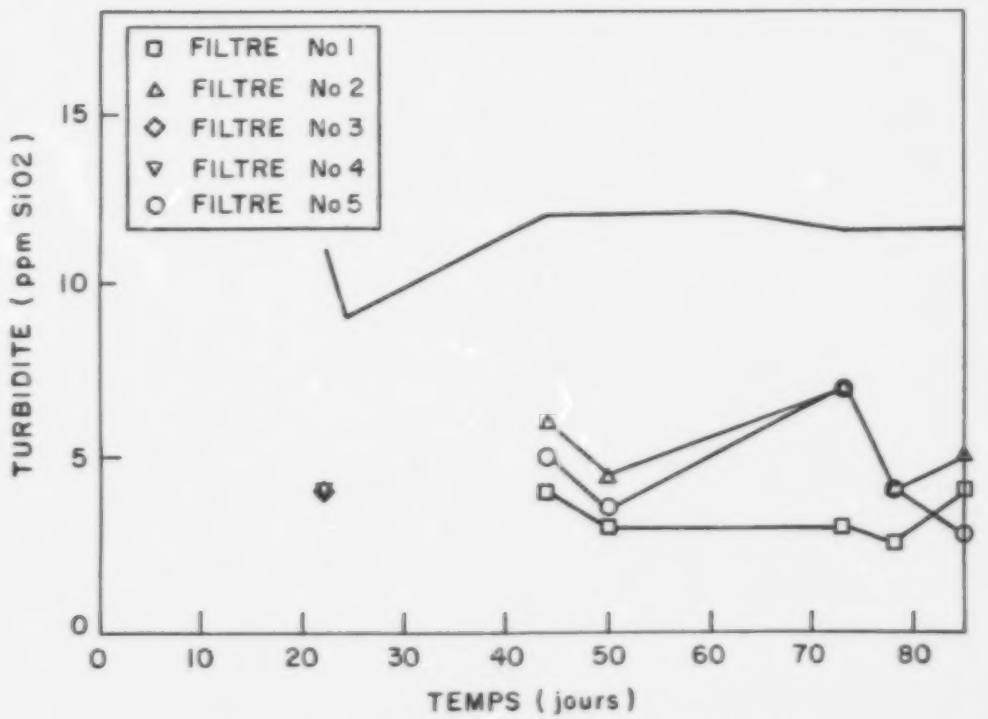



Figure 5. Evolution de la turbidité

toutefois les meilleurs résultats avec 73% d'efficacité. On peut difficilement comparer les filtres nos 3 et 4 aux autres filtres à ce chapitre puisqu'ils n'ont fait l'objet que d'une seule analyse de turbidité chacun au début de l'essai. D'une valeur moyenne de 10,9 ppm de $SiO_2$ à l'entrée, la turbidité atteint son plus bas niveau à 2,5 ppm à la sortie du filtre no 1 et son plus haut à 7,0 ppm aux filtres nos 2 et 5.

Carbone organique total (fig. 6)

Les niveaux de C.O.T. à la sortie des filtres de tourbe sont de beaucoup supérieurs à l'entrée. Le relarguage de matières carbonées contenues dans la tourbe reste plus élevé que le taux d'enlèvement sur toute la durée de l'essai. Les concentrations de C.O.T. sont instables quelque soit le taux de filtration et la période d'échantillonnage. La moyenne de C.O.T. à l'entrée des filtres est de 8,4 mg/ℓ, avec des concentrations extrêmes de 3,8 et 11,1 mg/ℓ. Le filtre de sable, pour sa part, a maintenu un pourcentage d'efficacité moyen de 32% malgré des niveaux plus élevés à la sortie qu'à l'entrée dans les premiers jours de filtration.

Des essais de Bradeen (2) utilisant la tourbe pour filtrer l'effluent de fosses septiques donnait des taux de D.C.O. supérieurs à la sortie qu'à l'entrée durant les trois premières semaines de filtration. Le phénomène s'atténue très rapidement avec le temps. Dans notre cas, pour des débits

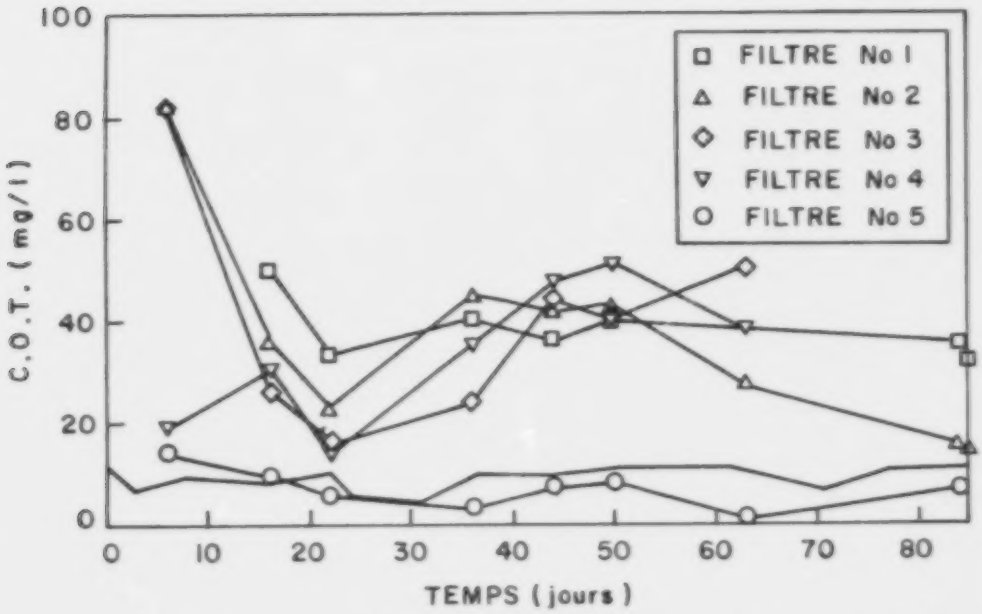



Figure 6. Evolution du carbone organique total

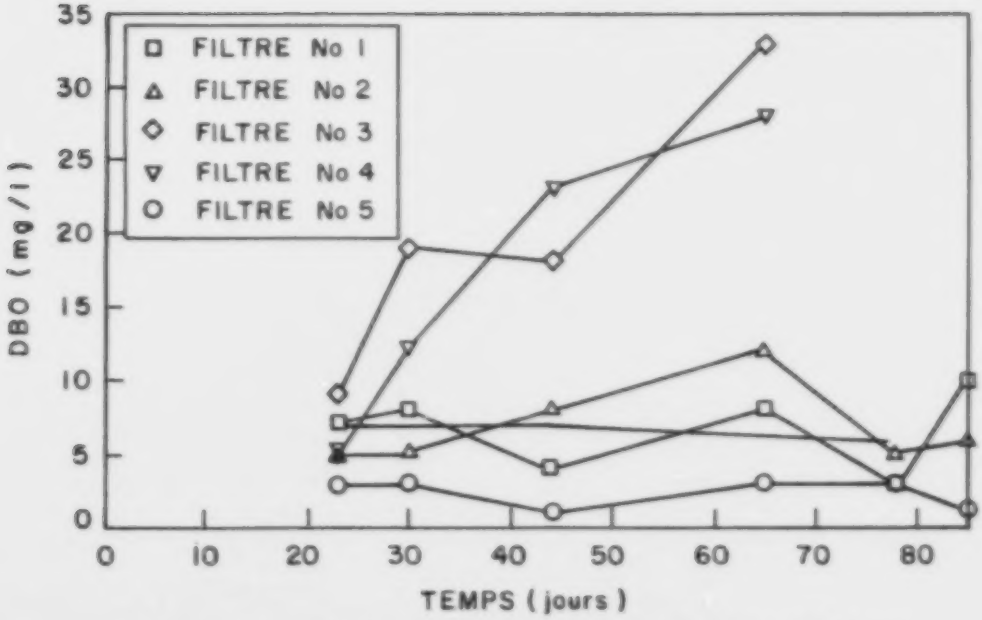



Figure 7. Evolution de la demande biochimique en oxygène (5 jours)

comparables, le relarguage se perpétue après 85 jours, si on considère un certain niveau de corrélation entre le C.O.T. et la D.C.O. La différence peut être due aux concentrations extrêmement élevées à l'effluent des fosses septiques (500-600 mg/ℓ D.C.O.) et très faibles pour notre essai.

Demande biochimique en oxygène (fig. 7)

La $DBO_5$ à l'entrée des filtres se situe aux environs de 7,0 mg/ℓ. L'ensemble des filtres de tourbe ne représente aucun enlèvement régulier de $DBO_5$. Les concentrations à la sortie des filtres 3 et 4 augmentent très rapidement et sont supérieures à l'entrée même avant leur décrochage. Les filtres 1 et 2, quant à eux, n'ont pratiquement aucune influence sur la $DBO_5$. Le filtre de sable enlève toujours plus de la moitié de la $DBO_5$ à l'entrée, pour maintenir le niveau à la sortie à moins de 3,0 mg/ℓ en tout temps.

Si on exclut les filtres de tourbe nos 3 et 4, qui présentent un colmatage assez rapide, la performance de la tourbe est plutôt surprenante. Pour un même taux de filtration, le sable offre un enlèvement supérieur à 50% tandis que la tourbe est complètement inefficace. En examinant tous les éléments contribuant à la $DBO_5$ et à son enlèvement dans un filtre (enlèvement des MES, surface spécifique du filtre pour le développement de la bionnasse, ...) la tourbe devrait donner de meilleurs résultats que le sable. Mais si on associe la $DBO_5$

à une certaine forme de C.O.T., on peut expliquer les résultats obtenus par le relarguage de matières organiques contenues dans la tourbe. L'effet est cependant beaucoup plus faible que dans le cas du C.O.T.. Rock et al. (12) ont observé dans une expérience de 30 jours que même si la DCO à la sortie du filtre de tourbe était supérieure à l'entrée, la concentration de $DBO_5$ restait suffisamment basse pour avoir un bon enlèvement.

Ortho-phosphate et phosphate total (fig. 8 et 9)

Il n'y a pas de différence notable entre la concentration d'ortho-phosphate à l'entrée et à la sortie des cinq filtres, mis à part une légère inconstance du filtre 1 au début et une hausse de la concentration dans les filtres 3 et 4. La même observation s'applique pour le phosphate total. Les concentrations moyennes à l'entrée sont de 2,79 et 3,23 mg/ℓ pour l'ortho-phosphate et le phosphate total respectivement.

La plupart des recherches effectuées sur la tourbe ne rapporte qu'une faible capacité d'enlèvement de phosphate par celle-ci (2). Ils attribuent cet enlèvement à l'immobilisation microbienne. Seules quelques études utilisant un couvert végétal sur le lit de tourbe et un épandage par vaporisation obtiennent des résultats positifs (3,11). La présence des éléments Fe, Al et Ca dans la tourbe est considérée par

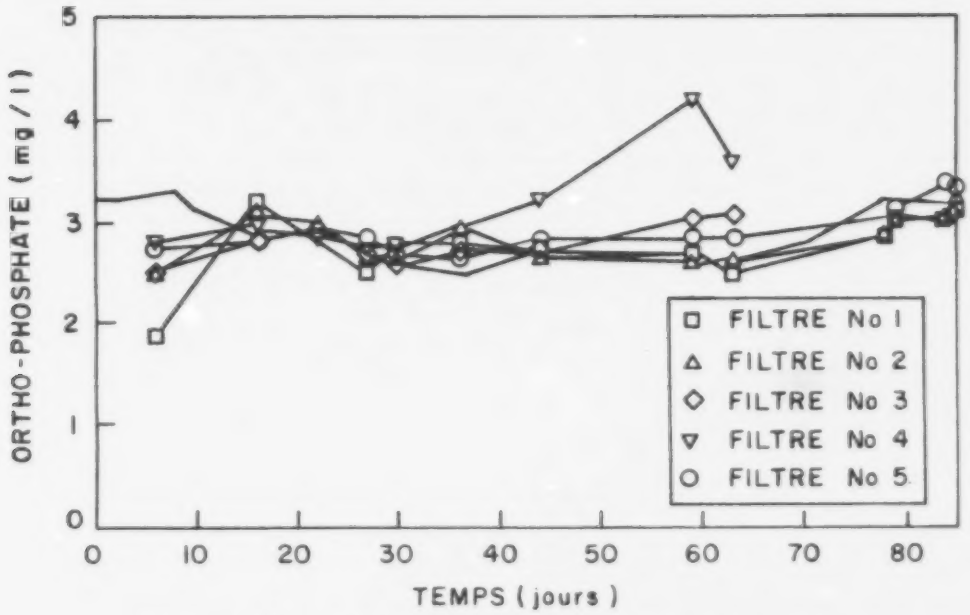



Figure 8. Evolution de l'ortho-phosphate

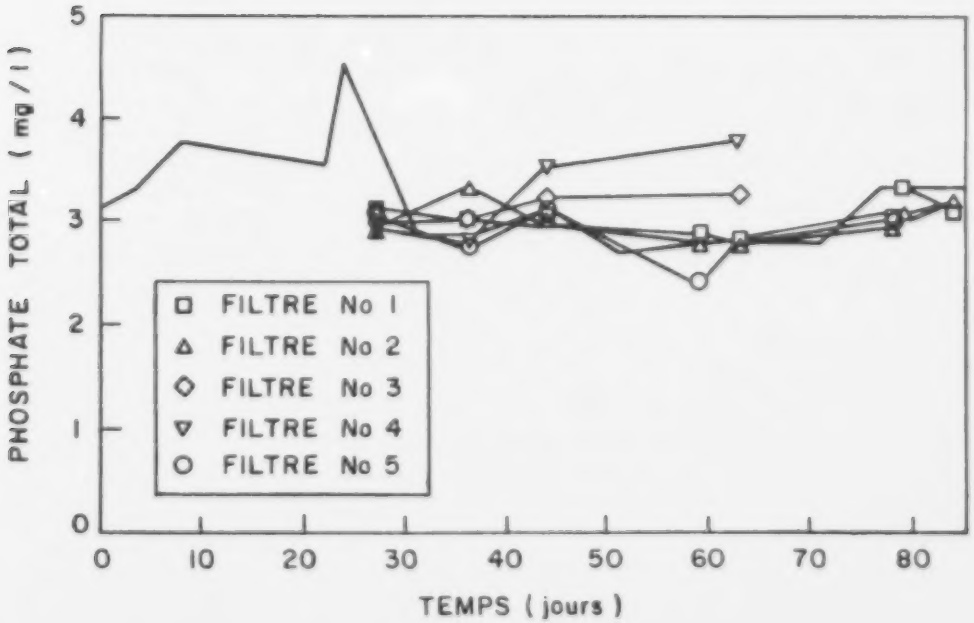



Figure 9. Evolution du phosphate total

plusieurs comme un facteur important dans l'enlèvement du phosphate. La tourbe de sphaigne utilisée dans notre cas ne contenait que 0,015% de Fe, ce qui est largement insuffisant, selon les autres études, pour améliorer la rétention du phosphate dans le filtre.

Coliformes totaux (fig. 10)

La rétention des coliformes totaux par les filtres de tourbe et de sable est excellente. Les filtres 1 et 5 atteignent plus de 99,9% d'efficacité et le filtre 2 près de 98% après les 85 jours d'essais. Les filtres 3 et 4 semblaient se diriger eux aussi vers des résultats similaires, mais cela après la diminution de leur taux de filtration.

Comme on peut le remarquer sur la figure 10, il faut un certain laps de temps avant d'en arriver à ces résultats. Le filtre de sable réagit le plus rapidement avec un taux d'enlèvement de 70% après seulement 30 jours, tandis que les filtres de tourbe 1 et 2 atteignent cette valeur au 44è et 65è jour respectivement. Avant de produire un pourcentage d'enlèvement positif, tous les filtres de tourbe procurent un lieu de prolifération aux coliformes puisque leur nombre à la sortie des filtres dépasse celui à l'entrée. Il semble qu'après ce laps de temps où ces bactéries se multiplient et traversent le filtre facilement, le milieu filtrant n'offre plus cette possibilité aux micro-organismes et leur

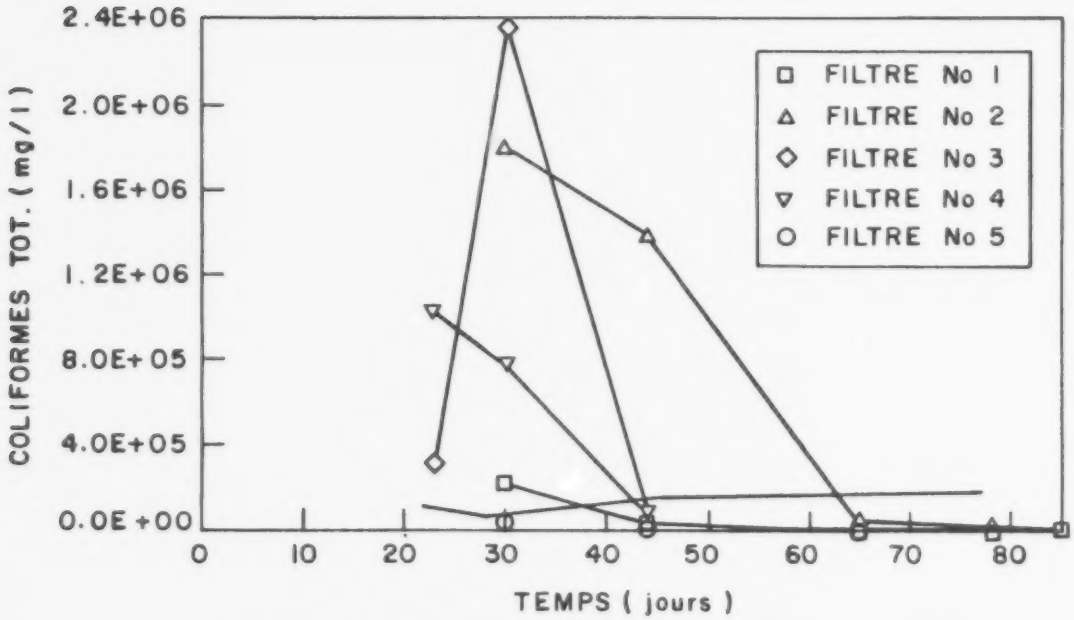



Figure 10. Evolution des coliformes totaux

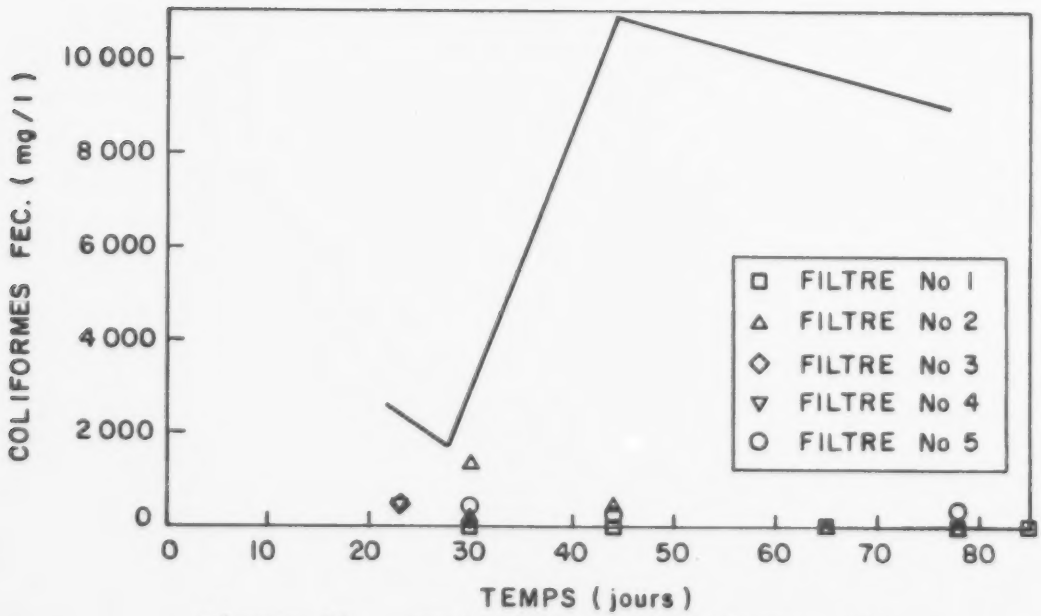



Figure 11. Evolution des coliformes fécaux

nombre décroit très rapidement à la sortie.

Gilbert et al. (7) spécifient que le degré de rétention des bactéries et des virus dans un sol varie selon le pH, la salinité, les matières organiques contenues dans l'eau, le taux d'infiltration, la composition du sol et les conditions climatiques. Il a été démontré (8) qu'un milieu acide, une bonne capacité d'échange de cations et une grande aire spécifique du milieu filtrant favorisent l'adsorption de virus. La tourbe de sphaigne s'avère donc un excellent milieu de rétention des bactéries et des virus. Les résultats obtenus dans notre expérience suggèrent deux autres facteurs qui ont pu influencer l'évolution: la quantité d'oxygène disponible qui diminue au fur et à mesure de l'essai dans la partie inférieure des filtres, et le phénomène de colmatage qui rétrécie les espaces libres dans les filtres pour ainsi retenir des particules de plus en plus petites. Compte tenu de la granulométrie et du taux de filtration, ces deux facteurs évoluent de façons différentes.

Coliformes fécaux (fig. 11)

Tous les filtres ont atteint un taux d'enlèvement de coliformes fécaux de 90% après 44 jours d'opération. Pratiquement tous ces micro-organismes sont retenus ou meurent dans les filtres après 85 jours. Dans les trois derniers échantillons du filtre 1 on décompte moins de 10 coliformes fécaux

par 100 mℓ pour une efficacité de 99,99%.

Contrairement aux coliformes totaux, les coliformes fécaux ne se reproduisent pas dans ce milieu. Le taux d'enlèvement doit nécessairement être positif dès les premiers jours. Les facteurs prédominants deviennent donc la filtration physique comme telle et le temps de rétention dans le filtre. Les bons rendements observés dès les premières semaines pour les filtres 1 à 5 nous proposent que les coliformes fécaux sont retenus par filtration ou absorption, bien plus que par simple mortalité dû au temps de rétention.

DISCUSSION

L'efficacité de la tourbe au niveau de la filtration des matières en suspension et de l'enlèvement de la turbidité ne fait plus de doute, quelque soit le taux de filtration. Elle est d'autant plus intéressante qu'une grande partie des paricules est constituée d'algues qui se sont développées dans les étangs à la fin de l'été. Une application saisonnière est donc envisageable dans ce cas.

Les résultats de DBO et de COT soulèvent le problème de la constitution du milieu filtrant. On peut supposer aisément que la tourbe enlève la DBO et le COT contenus dans les eaux usées de façon aussi efficace que le sable. Les études précédentes nous démontrent d'ailleurs les grandes

possibilités de la tourbe dans ce domaine pour de fortes concentrations initiales. Pourtant nos résultats indiquent que les particules organiques de la tourbe se laissent entraîner par le débit et augmentent la concentration de COT et de DBO à la sortie. Une des questions importantes est de connaître le temps requis pour obtenir des résultats positifs, s'il y en a eu avant le colmatage des filtres. Une autre avenue de recherche serait de déterminer la concentration minimale de $DBO_5$ dans les eaux usées qui permettrait un enlèvement positif dès les premiers jours.

L'enlèvement des phosphates est une question plus délicate, compte tenu que près de la totalité des phosphates contenus dans l'eau se retrouve sous forme soluble. L'adsorption, la précipitation, la minéralisation, l'utilisation par les végétaux et bien sûr l'assimilation microbienne sont tous des moyens susceptibles de retenir les phosphates (2,3). Toutefois, tous ces phénomènes ne se produisent que lorsque des conditions bien spécifiques sont en place. Les conditions d'opération de notre essai ne semblent pas rencontrer les exigences nécessaires à un bon enlèvement de phosphates. La tourbe elle-même ne contient pas les éléments requis (Al, Fe).

Le pH constitue un paramètre majeur quant à l'effet d'une filtration avec la tourbe sur le milieu environnant. Une faible baisse de pH, même temporaire, peut causer des dommages irréparables pour certains organismes vivants. Bien que le pH

se rétablit à des niveaux normaux (> 6,0) plus ou moins rapidement selon le taux de filtration, il faut être prudent quant à l'impact qu'aura ce laps de temps sur l'environnement. On pourrait également songer à laver longuement la tourbe avant son utilisation, mais sur une grande échelle cette étape devient peu pratique.

Les résultats obtenus pour les coliformes totaux et fécaux confirment les données de Rock et al. (12). Comme pour le pH, l'enlèvement des coliformes suit une évolution bien définie durant les premières semaines, avant d'atteindre un plateau.

L'essai de différents taux de filtration a clairement montré l'incapacité de maintenir des débits trop élevés même à de faibles concentrations de MES et de matières organiques. Même si la durée de l'expérience ne nous a pas permis de connaître la durée de vie des filtres à 10 et 20 cm/j, nous savons par contre que des taux supérieurs à 20 cm/j sont peu recommandables, étant donné la fréquence élevée des nettoyages ou remplacements du filtre. De plus, des taux de filtration plus élevés entraînent les particules solides plus profondément, ce qui exige une plus grande quantité de tourbe à remplacer.

CONCLUSION

Le présent essai nous a permis de mesurer l'efficacité de la tourbe de sphaigne utilisée dans la filtration des eaux usées provenant de l'effluent d'un système d'étangs aérés. Nous pouvons en conclure que:

- la tourbe est un excellent filtre en ce qui concerne l'enlèvement des MES, de la turbidité et des coliformes totaux et fécaux.
- les particules organiques contenues dans la tourbe faussent son rendement quant à la $DBO_5$ et au COT. Les niveaux à la sortie restent plus élevées qu'à l'entrée. Les résultats du filtre témoin de sable nous suggèrent cependant qu'il y a une épuration des eaux usées dans la tourbe.
- l'enlèvement d'éléments nutritifs, en l'occurence les phosphates, ne semble pas être favorisé par les conditions de notre essai. En effet, on ne détecte aucun changement significatif entre l'entrée et la sortie du filtre, quelque soit le taux de filtration ou le type de filtre.
- le pH à la sortie des filtres de tourbe est très bas au début de l'essai, mais se neutralise après quelques jours ou quelques semaines selon le taux de filtration.
- des taux de filtration de 40 et 80 cm/j causent un colmatage rapide des filtres (moins de 30 jours). A des taux de filtration inférieurs ou égaux à 20 cm/j, la durée de vie dépasse 3 mois.

REMERCIEMENTS

Ce travail a été effectué avec la collaboration des municipalités de St-François de Xavier. Nos remerciements aux responsables des usines d'épuration.

REFERENCES

1. Boelter, D.H., (1969), "Physical Properties of Peats as Related to Degree of Decomposition", Soil Sci. Soc. Amer. Proc., V. 33, pp. 606-609.
2. Bradeen, S.A., (Août 1983), "Sphagnum Moss Peat in Onsite Treatment of Household Wastewater", Master of Science Thesis, University of Maine at Orono.
3. Brooks, J.L., (Août 1980), "A Field Study of Sphagnum Peat for Treating Septic Tank Effluent", Master of Science Thesis, University of Maine at Orono.
4. Chaney, R.L., Hundemann, P.T., (Janvier 1979), "Use of Peat Moss Columns to Remove Cadnium from Wastewaters", Journal of Water Pollution Control Federation, V. 51, No 1, pp. 17-21.
5. Coupal, B. et Lalancette, J.-M., (1976), "The Treatment of Waste Waters with Peat Moss", Water Research, V. 10, pp. 1071-1076.
6. Farnham, R.S., (Mai 1976), "Minnesota's Peat Resources: Their Characteristics and Use in Sewage Treatment, Agriculture, and Energy", Freshwater Wetlands and Sewage Effluent Disposal: Proceedings of a National Symposium

Held at the Univ. of Mich., NTIS publ. no PB-259 305, pp 241-255.

7. Gilbert, R.G., Gerba, C.P., Rice, R.C., Bouwer, H., Wallis, C. et Melnick, J.L., (Septembre 1976), "Virus and Bacteria Removal from Wastewater by Land Treatment", Applied and Environmental Microbiology, V. 32, no 3, pp. 333-338.

8. Goyal, S.M. et Gerba, C.P., (Août 1979), "Comparative Absorption of Human Enteroviruses, Simian Rotavirus, and Selected Bacteriophages to Soils", Applied and Environmental Microbiology, V. 38, no 2, pp. 241-247.

9. Kafla, A., (1956), "Phosphorus in Virgin Peat Soils", Scientific Agricultural Society of Finland, V. 28, pp. 142-167.

10. Meunier, F., (Novembre 1985), "Utilisation de la tourbe pour le traitement des eaux usées", Comptes Rendus: 8è Symposium sur le Traitement des eaux usées.

11. Nichols, D.S. et Boelter, D.H., (1982), "Treatment of Secondary Sewage Effluent with a Peat-Sand Filter Bed", Journal of Environmental Quality, V. 11, no 1, pp. 86-92.

12. Rock, C.A., Brooks, J.L., Bradeen, S.A. et Woodard, F.E., (1982), "Treatment of Septic Tank Effluent in a Peat Bed", On-Site Sewage - Proceedings of the Third National Symposium on Individual Small Community Sewage Treatment", ASAE publi-ation 1-82.

13. Simard, A., (Avril 1972), "Etendue totale et réserves de tourbe de mousse", Compte Rendu: Symposium sur la tourbe

au Canada, pp. 34-42.

14. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", (1985), APHA-AWWA-WPCF, 17è édition.

# ETUDE SUR LES INTERACTIONS ARGILES-POLLUANTS

R.N.Yong et D. Mourato
Centre de Recherche Géotechnique
Division de Géotechnologie Environnementale
Université McGill, Montréal.

## INTRODUCTION

La protection des eaux souterraines requiert un contrôle strict des activités pouvant promouvoir la pollution de ces aquifères. Un exemple typique d'activité entraînant la contamination des eaux souterraines est l'enfouissement de déchets domestiques et industriels dans des bassins et lagunes de rétention. L'aménagement de ces lieux sur des sols pouvant offrir une protection adéquate au lessivage de contaminants, ou recouverts de membranes perméables ou semi-perméables est par conséquent d'une importance primordiale.

En général, l'argile constitue une base idéale pour l'aménagement de dépotoirs et bassins de rétention, dû à l'abilité qu'ont ces minéraux à retenir, adsorber et à filtrer les contaminants. En plus, ces argiles sont en grande disponibilité au Québec, où l'on retrouve dans plusieurs régions les argiles de la Mer Champlain. Une compréhension des interactions argiles-polluants et des limites de protection de celles-ci est par conséquent indispensable pour une utilisation efficace et sécuritaire des sols du Québec pour contenir les polluants.

Les questions de base liées à une utilisation efficace des sols pour protéger les eaux souterraines se lisent comme suit:

1) Quelles sont les types d'interactions argiles-polluants?
2) Quels autres composés des sols sont également impliqués dans la rétention des polluants?
3) Par quels mécanismes sont retardés les contaminants percolant dans les sols?
4) Comment peut-on prédire la quantité, la vitesse et l'étendue de transmission d'un polluant?
5) Quel sera l'effet du lessivage des polluants sur les propriétés de transmission des sols?
6) Est-ce que tous les contaminants seront retenus? Quel est le critère de sélection?

Il est incontestable que ces questions sont importantes, et qu'une description de tous les mécanismes physiques ou chimiques jouant un rôle dans la capacité des argiles à retenir les contaminants ainsi que des facteurs influençant ces mécanismes, serait souhaitable. Malheureusement, le sujet est encore mal connu, et les mécanismes spécifiques définissant la capacité de rétention des polluants ne peuvent être décrits que partiellement.

## OBJECTIFS

L'objectif premier de ce texte est donc de résumer les connaissances actuelles des mécanismes interactifs existant entre les argiles et les contaminants s'infiltrant à travers les sols. En aucun cas cependant, croyons-nous que les mécanismes et les principes cités sont les seuls à participer au phénomène de rétention des polluants par les sols.

Dans le but de fournir une description des mécanismes de rétention des polluants par les sols, de souligner les avantages et les limites des sols d'argile, ainsi que de formuler des prédictions sur les propriétés de transmission et de rétention, le texte qui suit se divise en deux parties distinctes:

1) Description des caractéristiques des argiles, oxydes, hydroxydes et des organiques, ayant démontré la capacité de retenir les contaminants. Classification des contaminants selon leurs caractéristiques chimiques. Et description des principes d'interactions chimiques et physiques connus.
2) Présentation de résultats expérimentaux sur:
   a) l'adsorption de polluants par les sols d'argile du Québec
   b) les profils de migration de contaminants typiques
   c) discussion sur le coefficient de diffusivité des polluants

## COMPOSANTES DU PROBLEME:

Une variété d'industries produisent quotidiennement un grand nombre de polluants, et il n'est pas facile, ni même faisable d'énumérer ni de classifier tous ces déchets. Les mêmes critères s'appliquent à la classification des composés des sols et à l'énumération des méthodes de traitement et de disposition des déchets liquides et solides. Une révision des composantes décrites ci-dessus donne cependant un aperçu de la complexité du problème. Un système typique de sols-polluants implique généralement les composantes suivantes; des déchets liquides, des minéraux et des matières organiques inhérentes aux sols.

### Déchets liquides

L'étude de migration des polluants dans les sols réfère spécifiquement aux déchets liquides. Ces lessivats se caractérisent généralement comme suit:

- huiles et graisses
- solvents
- organiques chlorés
- autres organiques
- anions
- métaux
- acides
- bases
- sels

### Minéraux

Les minéraux contenus dans les sols se classifient comme suit:

- minéraux primaires
- minéraux secondaires (eg. argiles)
- matières amorphes (oxydes de Fe, Al, et Si et hydroxydes de Fe et Al)
- carbonates et autres précipités.

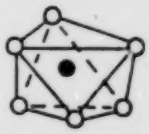
Une propriété physique, conférant aux composés des sols la capacité d'adsorber et de retenir les contaminants est la force d'attraction électrostatique (Anderson, 1983; Elliott, 1977). Ces forces coulombiques sont induites par l'attrait d'ions (eg. des contaminants) vers les charges négatives et permanentes présentes sur les surfaces des argiles, ou vers les charges variables latérales. Les charges latérales originent de la protonation ou de la déprotonation des hydroxyles exposés, suite à une baisse ou à une hausse du pH. Par contre, les charges permanentes de la surface des argiles originent de la substitution isomorphique des atomes de silicium ou d'aluminium lors de la formation des lattices. La densité des charges extérieures des argiles constitue par conséquent un facteur important pour la capacité de ce minéral à retenir les ions. La totalité des charges négatives des minéraux est mesurée par la capacité d'échanger les cations, et est communément exprimée par le terme C.E.C..

Les caractéristiques des argiles fréquemment rencontrées dans les sols du Québec sont présentées au Tableau 1.

Tableau 1. CARACTERISTIQUES DES ARGILES

| ARGILE | DESCRIPTION DES LATTICES | C.E.C. (meq/100g) | AIRE DE SURFACE | SOURCE DE CHARGES | CHARGES |
|---|---|---|---|---|---|
| kaolins | 1:1 liaisons-H fortes | 5 - 15 | 15 | latérales (hydroxyles) | variables |
| illites | 1:2 liaisons-K fortes | 25 | 80 | substitution isomorphiques, quelques liaisons latérales brisées. | la plupart permanentes |
| chlorites | 2:2 liaisons fortes | 10 - 40 | 80 | substititions isomorphiques | permanentes |
| vermiculites | 1:2 liaisons-Mg faibles | 100 - 150 | n.d. | substitutions isomorphiques | permanentes |
| montmorillonites | 1:2 liaisons très faibles | 80 - 100 | 800 | substitutions isomorphiques, quelques liaisons latérales brisées | la plupart permanentes |

légende: = silice ($SiO_2$), = alumine ($Al_2O_3$)



## Matières Organiques

Les organiques dans les sols sont classifiés comme matières humiques et non-humiques (Schnitzer, 1972). Ces matières sont présentes en concentrations considérables dans les sols de surface, et leur influence sur ces systèmes est bien connue. Les sols de profondeur ont cependant été négligés dans le passé, puisque plusieurs considèrent que ces sols sont dépourvus d'organiques. Des études récentes ont cependant clairement démontré la présence de matières humiques et de polysaccharides dans les argiles profondes de la Mer Champlain (14.5m), et ceci, en concentrations suffisantes pour affecter plusieurs propriétés de ces sols (Yong, 1986).

Ces molécules organiques sont reconnues pour leur aire de surface spécifique élevée, et leur richesse en groupes fonctionnels externes (eg. $OH^-$, $COOH^-$, $NH_4^+$, etc) (Schnitzer, (1972). Leur activité est cependant limitée, dans certains cas à une existence éphémère dans les sols (sujettes à une biodégradation rapide). Cependant, toutes les matières organiques ne sont pas aisément biodégradables. Par exemple, les matières humiques et les autress organiques adsorbés aux sols démontrent une résistance accrue à l'action des micro-organismes (Mortland, 1970). La présence de groupes fonctionnels chez les organiques a été à maintes reprises associée à la capacité d'adhésion de ces molécules aux argiles (Harter, 1977), ainsi qu'à leur capacité d'augmenter la rétention des polluants dans les sols (John, 1971; Levi-Minzi, 1976; Keeney, 1977). Des propriétés comparables ont été conférées aux organiques extraits des argiles profonds (Mourato, 1986). Les matières organiques dans les sols sont classées comme suit:

matières humiques: -acides humiques
-acides fulviques
-humins

matières non-humiques: -polysaccharides
-protéines
-celluloses
-lignines
-organismes vivants, etc

## Capacité de Rétention des Polluants

La capacité de rétention des polluants par les sols à été définie par Yong (1985), comme étant la capacité d'un sol à retenir, neutraliser, adsorber, atténuer et essentiellement immobiliser un contaminant liquide. La rétention des contaminants a été associée à trois mécanismes principaux; l'adsorption physique, la chemisorption et la pénétration des ions dans la phase solide du minéral. La pénétration des ions dans les lattices est cependant classifiée par plusieurs comme étant une forme de chemisorption. Les principaux mécanismes physico-chimiques impliqués dans les interactions déchets-sols sont les suivants:

- échange ionique
- adsorption
- précipitation
- complexisation

Ces mécanismes dépendent cependant d'une variété de facteurs qui influencent la cinétique des réactions d'interaction. Nous pouvons isoler les facteurs suivants:

- les sortes d'argiles
- les sortes d'oxydes et d'hydroxydes
- le contenu en matières organiques
- la composition et la concentration des contaminants
- les espèces d'organiques
- le pH
- les ions échangeables

En plus, le développement de la capacité de rétention des sols peut être correlé à la nature et à la quantité des items suivants:

- liaisons (forces et types)
- C.E.C.
- groupes fonctionnels
- aire de surface spécifique
- Point isoéléctrique (I.E.P.)
- activité de surface des particules

Ces caractéristiques des composantes des sols, sont directement responsables de la rétention des polluants, et devraient par conséquent être considérées lors du calcul des coefficients de diffusion et de dispersion des polluants.

## INTERACTIONS SOLS-POLLUANTS

Cette longue liste de composantes et de mécanismes impliqués dans les interactions sols-polluants, démontre la complexité du problème. Il est évident que la description d'une interaction simple (eg. argiles-ions sodium) peut aider à comprendre quelques particularités des mécanismes interactifs, mais ne permet en aucun cas de prédire le comportement de ces composantes dans un système réel et complexe.

Il est cependant très important de comprendre la complexité des mécanismes et des facteurs conférant aux sols d'argile leurs propriétés. Une prise de conscience de la complexité du problème, permet également d'éviter les erreurs engendrées par une tendance à la simplification. L'utilisation efficace et sécuritaire des sols d'argile comme membranes protectrices, ou le développement de modèles de migration des polluants dans les sols requiert donc une connaissance de l'hydrogéologie, de la géotechnique, du génie sanitaire, de la chimie des polluants, et de la chimie, biologie et physique des sols.

En résumé, les composantes des sols jouant un rôle primordial dans la rétention des contaminants sont les argiles, les oxydes et hydroxydes ainsi que les matières organiques. La contribution de ces différents matériaux à la capacité de rétention des polluants par les sols, sera referée ci-dessous dans le contexte de l'adsorption de contaminants typiques.

### 1 - Adsorption de métaux

L'adsorption de cations (eg. métaux) est partiellement attribuée à une interaction coulombique, et est par ce fait, directement reliée à la charge négative des sols, et à leur C.E.C. (Bohn, 1979; Anderson, 1983). Mais d'autres critères entrent également en ligne de compte lors de la sélection des ions à être adsorbés et échangés. Les critères les plus importants étant la valence des ions, le rayon de l'ion hydraté, la concentration d'ions en solution, l'interférence d'autres anions et cations et une sélectivité naturelle (Bohn, 1979). Basé sur ces critères, la préférence des montmorollinites pour les cations suit l'ordre suivant (Yong, 1985):

$$Li^+ < Na^+ < H^+ < K^+ < NH_4^+ < Ca^{2+} << Al^{3+}$$

La rétention des métaux par les sols est également causée par la précipitation de ces cations sur les solides ou dans les pores. Cette précipitation est induite par le pH des liquides intersticiels, ainsi que par la présence d'anions changeant la solubilité des métaux (Keeney, 1977).

La chélation des métaux lourds par les matières organiques dans les sols est un phénomène d'adsorption reconnu par plusieurs. Dans ce cas, des liaisons covalentes sont établies entre le cation et le chélateur, séquestrant le métal dans les sols. Les organiques cycliques (eg. benzene) constituent des agents chélateurs efficaces (Hodgsen, 1983). Parmi les organiques naturels aux sols, les matières humiques sont reconnues pour leur structure cyclique.

2 - Adsorption de polluants organiques

L'adsorption de molécules organiques sur les surfaces des argiles peut se faire à travers une phase liquide ou gaseuse (organiques volatiles). En général, les forces impliquées dans l'adsorption sont comparables aux forces conventionnelles, mais une série de facteurs propres aux organiques viennent compliquer le processus. Les propriétés des polluants organiques affectant leur adsorption par les composés des sols sont présentées au Tableau 2.

Plusieurs molécules organiques sont polymériques et possédent des poids moléculaires élevés. Ces molécules, développent par conséquent des forces van der Waals considérables (Harter, 1977). En plus, comme décrit pour les matières organiques présentes dans les sols, les polluants organiques sont généralement riches en groupes fonctionnels, lesquels constituent des sites d'adsorption probables.

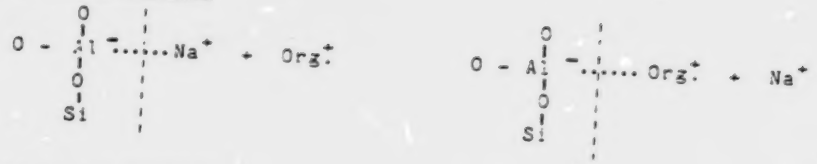
TABLEAU 2, PROPRIETES AFFECTANT L'ADSORPTION DES POLLUANTS ORGANIQUES DANS LES SOLS (Yong, 1985).

| PROPRIETES DES SURFACES DES MINERAUX | PROPRIETES DES POLLUANTS ORGANIQUES | PROPRIETES DU MILIEU |
|---|---|---|
| aire de surface | charge | touts les facteurs affectant: |
| dimension | dimension | |
| tortuosité des pores | polarité | la solubilisation des polluants organiques |
| nature de la surface | forme | |
| conc. de O et OH | fléxibilité | la compétition pour les sites d'adsorption |
| acidité | | |
| ions échangeables | | |
| .statut d'hydration | | |

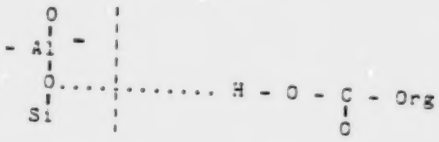
D'après les propriétés caractéristiques des polluants organiques, les mécanismes de rétention de ces molécules par les composés actifs des sols (argiles, matières amorphes et organiques), se résument comme suit: (Fig. 1)

a) Echange d'ions
b) Liaisons hydrogène
c) Liaisons Pi
d) Liaisons covalentes
e) Coordination / ion-dipoles
f) Forces d'attraction van der Waals
g) Liaisons d'eau (water-bridges)

ECHANGE IONIQUE

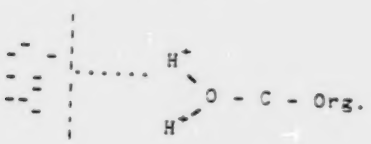



LIAISONS HYDROGENE

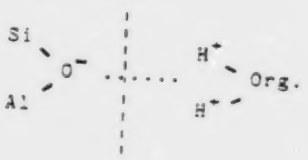



FORCES ELECTROSTATIQUES

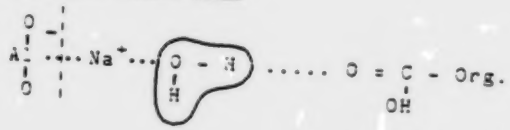
1) avec les surfaces




2) avec les côtés (latérales)




LIAISONS D'EAU (WATER BRIDGING)




LIAISONS PI

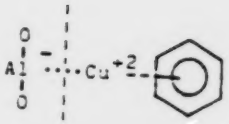



FIGURE 1. DIAGRAMMES DE QUELQUES MECANISMES DE RETENTION DE POLLUANTS ORGANIQUES PAR LES ARGILES.

Il est entendu que cet article ne détaille pas toutes les interactions polluants-sols impliquées lors de la rétention des contaminants dans les sols. Tout d'abord, le nombre d'interactions est trop élevé pour être détaillé ici, et ensuite, la plupart ne sont pas encore connues. Une étude des interactions métaux-sols et organiques-sols permet cependant de couvrir un grand nombre de principes interactifs qui se répètent chez d'autres contaminants.

Les mécanismes énumérés dans cet article constituent par contre la presque totalité de nos connaissances actuelles, et sont les bases des prédictions développées pour la migration des polluants dans les sols d'argile. En plus, puisqu'il n'est, ni possible ni pratique d'attendre que les théories exactes soient disponibles, nous devons nous astreindre à élaborer des prédictions sur nos connaissances actuelles et sur des données expérimentales (laboratoire et réelles).

## TRANSMISSIBILITE DES CONTAMINANTS

La migration de polluants dans les sols est aussi définie comme étant la transmissibilité des contaminants à travers une profondeur établie de sol. Ce concept a été appliqué à l'étude de migration de contaminants contenus dans les lixiviats de déchets municipaux solides, dans les sols d'argile du Québec (Yong, 1985). Cette étude se détaille comme suit:

### Etudes Expérimentales

Des argiles sensibles du Québec contenant un pourcentage naturel d'eau de 62% (equivalent à la limite de liquidité), et une capacité d'échange de cations de 60meq/100g, ont été étudiés pour leur capacité à retenir des polluants . La perméabilité du sol (à l'eau distillée) a été mesurée comme étant égale à $10^{-8}$ m/sec. Des études de diffraction aux rayons-X ont démontré que ces sols contenaient les minéraux suivants:

feldspath>illite>quartz>kaolin>horneblende>chlorite>dolomite

Les sols ont été percolés avec des lessivats provenant d'un bassin de rétention de déchets solides municipaux. Une analyse du percolant a démontré des concentrations considérables de métaux lourds (Zn, Pb, Cu et Fe), de cations (Mg, Ca, K et Na) et d'anions (Cl, $CO_3$, et $HCO_3$). Les sols d'argile ont été percolés pendant des périodes couvrant 1, 2, 3 et 5 volumes interstitiels (jusqu'a 6 mois).

Les solutions ayant percolé à travers les sols étaient recueillies et analysées pour leur contenu en cations, anions et organiques totaux (COT). En plus, chaque colonne de sol ayant été percolée pendant le temps requis, a été sectionnée en 6 parties et chaque section analysée pour les polluants retenus. Nos résultats comprenaient donc les concentrations de polluants ayant percolé à travers la colonne de sol et/ou ayant été désorbés, et celles ayant été retenues dans les sols (ions échangeables et extractables). Une description graphique de ces tests est présentée à la Figure 2.

Des résultats typiques de profils de migration des cations analysés sont présentés à la Figure 3. Ces courbes de migration décrivent la concentration du polluant en relation à la profondeur du sol percolé et au déplacement du volume interstitiel.

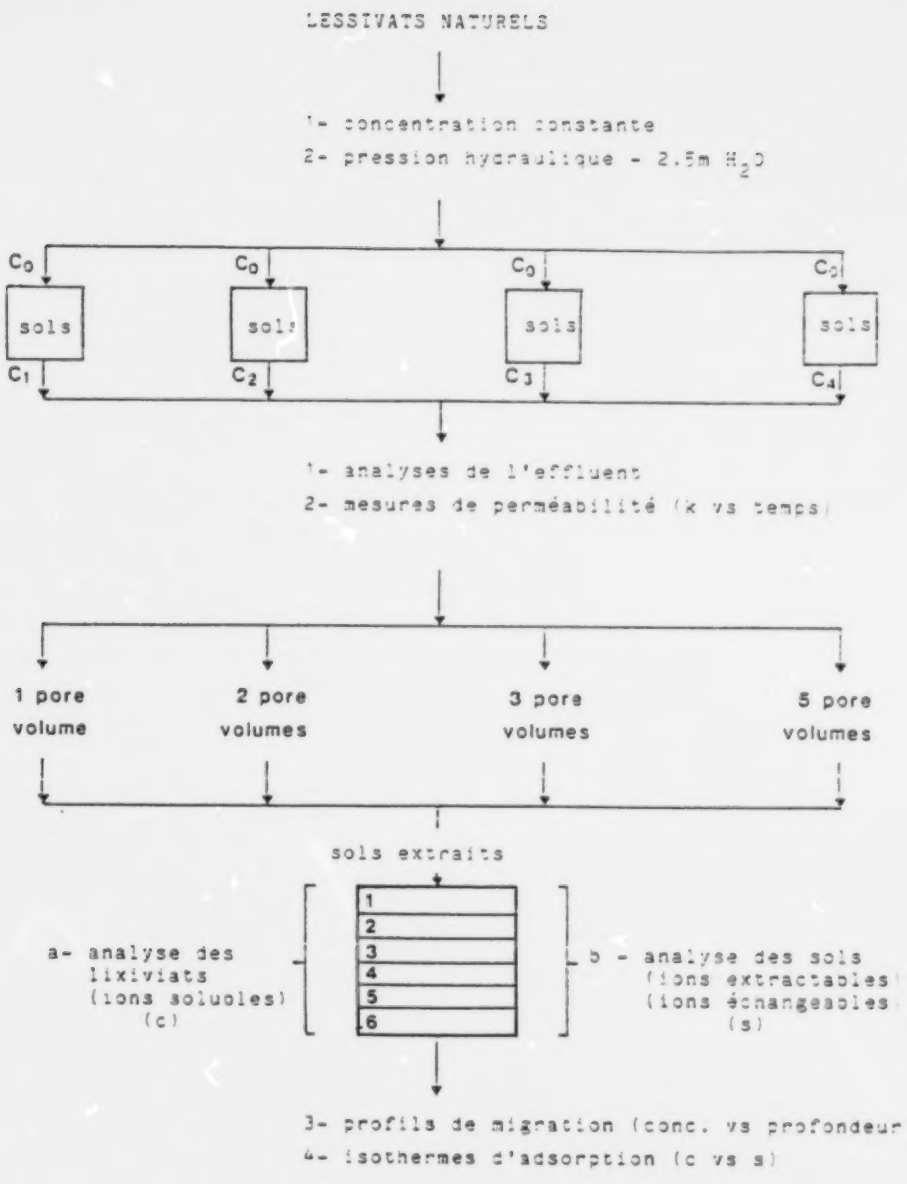



FIGURE 2. DESCRIPTION DES EXPERIENCES D'ADSORPTION DES POLLUANTS PAR LES ARGILES DU QUEBEC.

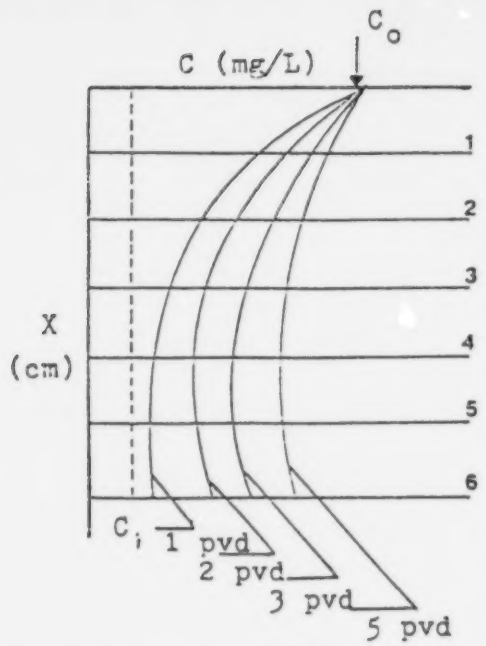



FIGURE 3. PROFIL DE MIGRATION TYPIQUE DES CATIONS ANALYSES (EX. METAUX LOURDS).

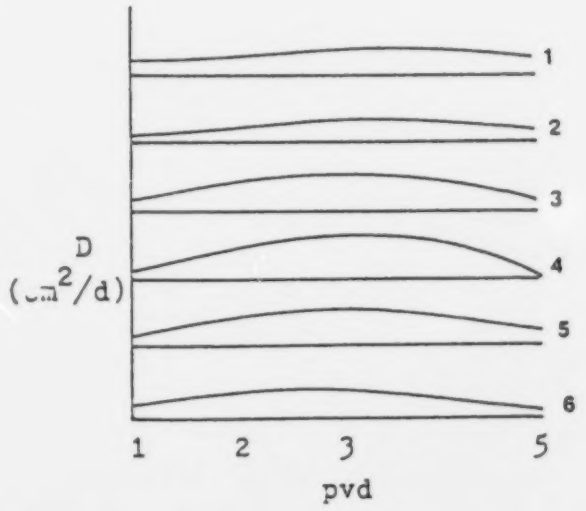



FIGURE 4. VARIATION DU COEFFICIENT DE DIFFUSION (D) AVEC LE VOLUME INTERSTITIEL DEPLACE (PVD).

Résultats

La distribution des cations analysés reflète une grande capacité de rétention des sols pour ces polluants, qui sont d'ailleurs retenus dans les premières couches du système. Cette rétention peut s'expliquer par les mécanismes d'atténuation suivants;

- co-précipitation avec les oxyhydroxydes de fer.
- incorporation dans les lattices des silices
- attraction coulombique vers les sites de charge négative des argiles, des matières organiques (naturelles aux sols) et des oxydes et hydroxydes (matières amorphes).

Les résultats obtenus ont permis d'établir que le coefficient de diffusion des polluants (D), courrament utilisé dans le calcul de prédiction de migration de ces contaminants, n'est pas une constante (comme considéré par plusieurs). Ce coefficient de diffusion varie avec la distance de percolation et le volume interstitiel déplacé (référer à la Figure 4).

Ces résultats indiquent que l'utilisation d'un D constant ne reproduit pas la nature dynamique de la transmissibilité des polluants, qu'une évaluation plus précise de la migration d'un contaminant requièrt le calcul d'un coefficient de diffusion spécifique pour ce polluant, et qu'en plus, les variations spatiales et temporales de ce coefficient soient établies.

## CONCLUSIONS

Par ces résultats, il est clair que les sols d'argile du Québec, par leur composition et caractéristiques, représentent un moyen de protection acceptable pour contenir de nombreux contaminants. Cette protection dépend cependant des caractéristiques du contaminant et des composés du sol qui contrôlent la capacité de rétention du sol pour ces polluants. L'utilisation de données expérimentales pour le développement de membranes ou barrières d'argile dans le but de calculer l'épaisseur d'argile requise (comme première ou deuxième ligne de défense), pour contenir des déchets liquides, doit se faire à partir de calculs basés sur les pires situations.

Il est également à noter, que les notions décrites dans ce texte ne représentent que le début d'une longue série d'études qui devra être menée à terme par tous ceux travaillant dans le domaine. Nos connaissances actuelles étant minimes en comparaison aux problèmes d'environnement que nous devons tous affronter.

Tant que les mécanismes de rétention, de transmission et de transformation des polluants dans nos sols ne seront pas mieux compris, nous sommes en danger de commettre de nombreuses erreurs, avec les conséquences que nous connaissons tous.

## REMERCIEMENTS

Une partie du matériel présenté dans cet article provient de travaux éxécutés par d'autres chercheurs, et les auteurs tiennent à les remercier pour leur contribution dans le développement de ce texte. Malheureusement plusieurs travaux importants ont pu être omis par inadvertance. Ce ne fut pas intentionnel, et nous nous excusons envers les auteurs concernés.

Ces travaux ont été éxécutés en majorité grâce à des fonds de recherche FCAC (actions spontanées), et par des fonds du CNRGC (No. A-882).

## BIBLIOGRAPHIE

Anderson, D.C. et al. (1983) Fate of constituents in the soil environment. In Hazardous Waste Land Treatment. Ann Arbour Sci. Boston. 692pp.

Bohn, H.L., McNeal, B.L. and O'Connor G.A. (1979) Soil Chemistry. Wiley Interscience. New York. 329pp.

Elliot, L.F. et al (1977) Soils for Management of Organic Wastes and Waste Waters Soil Sci. Soc. of Amer. Madison. 650pp.

Harter, R.D. (1977) in Minerals in Soil Environments. Dixon. J.B. and Weed, S.B. Soil Sci. Soc. of Amer. Madison.

Hodgsen, J.F. (1962) Chemistry of micronutrient elements in soils Advances in Agronomy. pp.119-159.

John, M.K. (1971) Influence of soil characteristics on adsorption and desorption of cadmium. Environ. Letters. 2:173-179.

Keeney, D.R. and Wildung, R.E. (1977) Chemical properties in soils. In Soils for Management of Organic Wastes and Waste Waters. Soil Sci. Soc. of Amer. Madison. 650pp.

Levi-Minzi, R., Soldatini, G.F. and Riffaldi, R. (1976) Cadmium adsorption by soils. J. of Soil Science. 27:10-15.

Mortland, M.M. (1970) Clay-organic complexes and interactions. Adv. Agron. 22:75-117.

Mourato, D. (1986) The influence of mineral/polysaccharide interactions on sub-surface soil properties. Thèse de Doctorat en Préparation. Univ. McGill. Montréal.

Schnitzer, M. and Khan, S.U. (1972) Humic Substances in the Environment. Marcel Dekker. New York. 327pp.

Yong, R.N. (1985) Interaction of clay and industrial waste - A summary review. Proceedings, Second Annual Canadian/ American Conference on Hydrogeology: Hazardous Wastes in Groundwater. Co-sponsored by NWWA and Alberta Research Council. Banff. Alberta. June 1985.

Yong, R.N., Abdel-Warith, M. and Boonsinsuk,P. (1986) Migration of leachate solution through clay liner and substrate. Proceedings, ASTM Symposium on Industrial and Hazardous Waste. Alexandria, Egypt. 1985 211-220.

Yong, R.N. et Mourato, D. (1986) Extraction and characterization of organic matter from sub-surface Quebec Champlain Sea clays Document en préparation pour le: Canadian Geotechnical Journal.

# CASE STUDY OF A LANDFILL LEACHATE TREATMENT PROJECT HIGHWAY 101 LANDFILL HALIFAX COUNTY, NOVA SCOTIA

AUTHORS: PATRICK J. WRIGHT[1]
THOMAS P. AUSTIN[2]
MARC B. TRUDELL[3]

## ABSTRACT

Operational and environmental analysis of the Highway 101 Landfill identified the need for upgrading the leachate treatment facilities. A program of laboratory and pilot scale testing led to the design of the first high rate anaerobic leachate treatment facilities in Canada. Results of field, laboratory and pilot scale monitoring are presented and discussed as is the design of the full-scale facility. The treatment system consists of four stages including a pre-treatment stage, high rate anaerobic reactors to reduce organic strength, sludge handling facilities and polishing lagoons. The process schematic is presented and design sizing discussed for each process component.

## INTRODUCTION

The Highway 101 Landfill site is located about 33 km from Halifax between Sackville and Mount Uniacke on Highway 101. The site is operated by the Metropolitan Authority and receives approximately 1,000 tonnes of refuse per working day. The site contains about 145 hectares of which 30 hectares are cleared. The daily cover material and liner is excavated from on-site glacial till material with a permeability of $10^{-6}$ cm/s or less. The landfill has been in operation since late 1977 and since that time more than one million tonnes of solid waste have been deposited to a maximum depth of 17 m. The base of the fill is underlain by a herring-bone pattern of leachate collector pipes which lead to the on-site treatment facilities. The leachate is at present treated in two anaerobic lagoons and then is discharged to a series of four siltation ponds thence into a swamp adjacent to the Sackville River.

In 1982 an environmental review of the landfill site and its environmental systems was undertaken. At this time the treatment system consisted of two aerated lagoons functioning in series. Problems had arisen in the operation of the lagoons as follows:

1. The lagoon liners had been displaced by a high groundwater table and had disrupted the aeration system. The high groundwater table continued to be a problem with the lagoons.
2. The aeration system, although restored, was suffering from clogging problems as a result of the high total dissolved solids in the leachate.
3. The strength and volume of leachate entering the lagoons exceeded the design loading and the aeration system could not maintain aeration levels within the lagoons.

1 Senior Associate Engineer, Porter Dillon Limited, Halifax, Nova Scotia
2 Environmental Engineer, Porter Dillon Limited, Halifax, Nova Scotia
3 Environmental Engineer, Pluritec-Dillon, Montreal, Quebec

The leachate in 1982 had a strength of 28,000 mg/l COD and 22,000 mg/l BOD. Given these strengths, it was recommended that the Metropolitan Authority undertake treatability studies to ascertain the optimum form of treatment of this leachate.

## LEACHATE GENERATION

Leachate generation has been reported in literature by a number of authors to be variable both in quantity and quality. Leachate quality will be affected by the nature of the landfill as well as the nature of the refuse. Generally, the strength of the leachate will increase with the depth of the landfill and will decrease with the age of the landfill. The quantity of leachate generated is generally affected by the type of soil cover applied, the method of its application and the aerial extent of the landfill itself.

The highly variable nature of leachate generation and the inadequacy of past monitoring data at the landfill necessitated a one year monitoring study. Leachate generated in the landfill and collected by the collector system was quantified using a weir placed in the collector main. Data was collected at random intervals together with regular leachate samples for quality definition. The leachate flow data are plotted for the duration of the monitoring period in Figure No. 1. The flow is relatively stable from day 0 to day 174. After this point the flow rate appears to become erratic. This is probably due to sampling error as these data are based on simple random and instantaneous measurements of the rate of flow. Flow data were also gathered on a more continuous basis and are represented by monthly mean flows and standard deviations (Table 1). Since infiltration was anticipated in the portion of the collector between the landfill and the lagoons, flow data were not collected within two days of heavy rainfall.

The collected data represents a base flow of leachate generated in the landfill. Assuming that infiltration and inflow of surface water can be eliminated, a flow of approximately 1 l/s or less may be anticipated from the existing landfill. Since leachate generation is an areal phenomena, it is anticipated that with the expansion of the landfill to an area of 20 to 25 hectares, that the leachate generated will increase to approximately 1.66 l/s upon completion of the landfill operation.

Data were collected on the quality of leachate eminating from the collector main and from the existing treatment lagoons which converted to anaerobic operation prior to the study. Eleven (11) samples were collected at approximately equal intervals over the duration of one year. Chemical analysis for over 40 different parameters were carried out by the environmental chemistry lab at the Victoria General Hospital in Halifax. Selected parameters are depicted for raw leachate in Table 2.

The average COD of the raw leachate was 22,845 mg/l and at no time did it exceed 24,000 mg/l. The BOD of the raw leachate averaged 16,118 mg/l which gives a BOD to COD ratio of 0.7, indicating that the leachate is largely biodegradable. However, biodegradability will depend upon other components in the leachate such as trace nutrients, toxic contaminants and pH. The pH of the leachate was 5.6, considered below optimum for both aerobic and anaerobic treatment. The low pH is attributable to volatile acids such as acetic, propionic and butyric acids which comprised approximately 66% of the total COD. Acetic, propionic, and butyric acids constituted 45%, 34% and 24% respectively of the total volatile acids based on analysis of two samples of leachate.

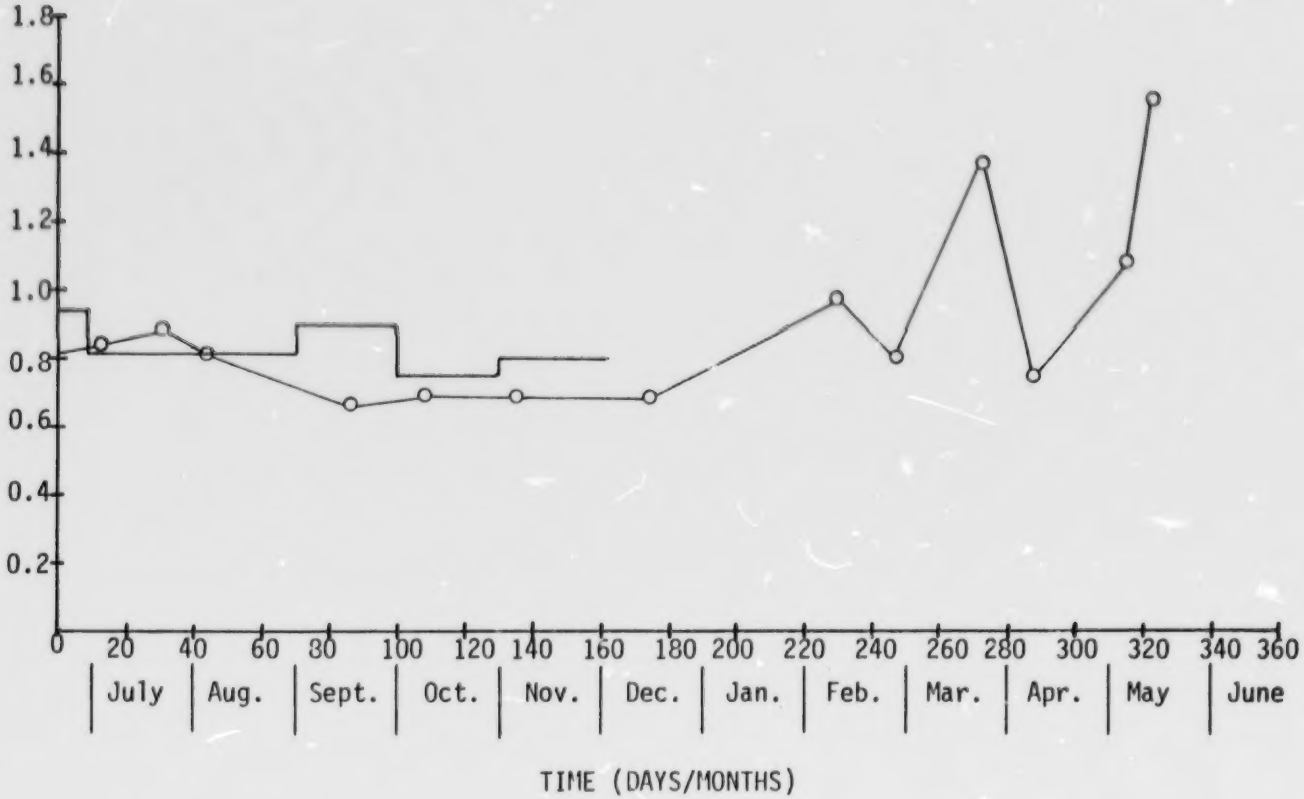



**FIGURE NO. 1**

**RAW LEACHATE FLOW**

TABLE 1

LEACHATE FLOW MONITORING DATA

| MONTH | FLOW (1/s) | | |
|---|---|---|---|
| | n | x | s |
| June | 9 | 0.94 | 0.05 |
| July | 10 | 0.81 | 0.08 |
| August | 13 | 0.80 | 0.10 |
| September | 11 | 0.89 | 0.14 |
| October | 9 | 0.75 | 0.12 |
| November | 6 | 0.80 | 0.00 |

NOTES:

1. n - number of samples; x - mean;
   s - standard deviation.

TABLE 2

LANDFILL LEACHATE QUALITY

| PARAMETERS: (mg/l) | n | x | s |
|---|---|---|---|
| pH (units) | 6 | 5.60 | 0.13 |
| COD (total) | 11 | 22845 | 1445 |
| BOD | 11 | 16118 | 1937 |
| TOC | 11 | 8136 | 967 |
| TKN | 10 | 490 | 102 |
| Ammonia | 11 | 370 | 18 |
| Nitrate, Nitrite | 11 | < 0.5 | - |
| Total Phosphate | 10 | 9.12 | 3.51 |
| Ortho-Phosphate | 11 | 0.45 | 0.54 |
| Total Solids | 11 | 15734 | 951 |
| Total Dissolved Solids | 11 | 15297 | 1103 |
| Total Volatile Solids | 2 | 6187 | - |
| Humic Acids | 0 | 416 | 46 |
| Total Volatile Acids | 2 | 10100 | - |
| Calcium | 9 | 1741 | 105 |
| Alkalinity | 11 | 3850 | 357 |
| Sulphate | 11 | 831 | 70 |
| Hardness | 11 | 5423 | 306 |
| Metals - iron | 10 | 937 | 99 |
| zinc | 10 | 68.3 | 7.8 |
| nickel | 10 | 0.48 | 0.15 |
| manganese | 10 | 58.9 | 5.8 |

NOTES:

1. n - number of samples; x - mean; s - standard deviation.

Nutrients are also an important aspect of biological treatment. Although total kjeldahl nitrogen (TKN) is high, it is predominantly a result of ammonia nitrogen concentration. Only about 25% of the TKN is due to organic nitrogen. Ammonia is present in concentrations sufficient to provide a nitrogen source for microbial growth without being toxic. The ratio of COD to nitrogen is 47:1. The phosphorus concentration was determined as total phosphates and ortho-phosphates. Total phosophates in raw leachate averaged 9.12 mg/l as phosphate, which is equivalent to about 3 mg/l as phosphorus. This gives a COD to phosphorus ratio of 7,615:1, which is regarded as providing insufficient phosphorus for microbial growth in a biological treatment system. However, ratios as high as 4,360:1 have been used (Chian and DeWalle, 1977).

The leachate produced at the landfill is typically high in total solids with a large portion of these solids (97%) being present in the dissolved form. This indicates that a significant fraction of the solids (50%) will be available for microbial use as a soluble energy source. The low levels of suspended solids should not constitute a clogging problem. The high hardness of the leachate 5,423 mg/l has posed a considerable problem to the fine bubble aeration system present in the lagoons. Aeration systems treating leachate should be submerged coarse bubble aerators or turbine aerators. Although alkalinity of raw leachate is high, it should be noted that the pH is only 5.6 and therefore a considerable portion of the buffering capacity is due to volatile and humic acids as well as carbonate mediated alkalinity.

Metals are a normal component of leachate. Iron is the most highly concentrated metal but is not noted to be toxic. However, iron precipitates may cause damage to piping equipment and foul check valves, thus iron concentration should be decreased if possible. Zinc concentration is also high and zinc has been noted to be toxic when soluble. Inhibition has been noted at concentrations of .5 mg/l in anaerobic digestion, but anaerobic filters have been operated at higher zinc loadings (Rivera, 1983; DeWalle et al, 1979). The other metals present in the leachate are not known inhibitors at their respective concentrations nor do they present any physical problems.

## LEACHATE TREATMENT

### Anaerobic Lagoons

The biological activity in the lagoons generally starts in May and increases through to September. Visible gas production appears to decrease from September until ice cover. In the spring, after the ice recedes, visible gas production is very low. At this time the lagoons have changed from a black to an orange brown colour which remains until the anaerobic activity increases.

The effluent from the two anaerobic lagoons were monitored with 11 samples over 12 months. The best performance was achieved in the effluent of lagoon #2 in February when the COD removal of 68.5% was recorded. However, lagoon #1 was generally responsible for 92% of the removal achieved. Thus, lagoon #2 added little to the overall process. The effluent from lagoon #2 averaged 10,044 mg/l of COD during the monitoring study which is equivalent to an average COD reduction of 66% by the two lagoons.

### Laboratory Studies

A model treatment system consisting of an anaerobic reactor at 32°C and an aerated lagoon at 20°C was established at the Technical Univeristy of Nova Scotia. The anaerobic filter was a cylinder 0.9 m in depth with a total volume of 12.85 l; the total liquid volume was 11.35 l. Media occupied

1.5 l and the volume of the mixing chamber below the media support plate was 2.35 l. Thus, the volume of liquid in the effective portion of the reactor was 9 l (effective reactor volume 10.5 l). The media which consisted of 25 mm ceilcote tellerettes was supported on a media support plate. The media was randomly placed and because of its filamentous structure was less likely to produce dead space and short circuiting in the reactor. The media had a specific surface of 180 $m^2/m^3$ and a free volume of 87%.

Recirculation was accomplished using a peristalic pump which recirculated reactor contents at a rate of 0.165 l/m in an upflow fashion. The recirculation system was operated to achieve 14 recirculations per day of the total volume. The recirculation to feed ratio was approximately 230:1.

The aerated lagoon consisted of a two chambered aquarium having a total volume of 21.1 l. Air was supplied from an aquarium aerator through two diffuser stones. A settling lagoon identical to the aerated lagoon, but without aeration, was operated in parallel to the aerated lagoon at the same loading.

The anaerobic filter was started with a mixture of equal parts of anaerobic lagoon effluent, raw leachate and an anaerobically digested primary sludge brought to a neutral pH. The aerated lagoon was seeded with a mixture of raw leachate, distilled water, anaerobic filter effluent, and aerobic digester sludge in a ratio of 1:4:4:1. The settling lagoon was started with a mixture of distilled water and anaerobic filter effluent.

A start-up and transition period extending over 30 weeks was utilized to ensure that the treatment system was operating under stable conditions. During these periods the treatment system was fed a leachate which had been pre-treated by the addition of lime to neutralize the pH and phosphate to increase the COD to phosphorus ratio to 1,000:1. Following addition of the lime, the leachate was allowed to settle one hour to remove the sludge which was formed, after which the phosphate was added immediately prior to administering the feed stock to the reactor. More detailed information on the experimental design and results is available (Thirumurthi et al, 1986).

Leachate feedstock quality is depicted in Table 3. Comparison of the leachate feedstock quality with the raw leachate quality reveals that there is no difference between the two leachates with respect to organic parameters or nutrients (except phosphate). Phosphates were precipitated in the sludge by lime addition, but were replenished by the addition of phosphates following the removal of the sludge. Treatment by pH neutralization reduced the total zinc concentration to typically less than 8 mg/l. This range of zinc concentration has not been shown to be toxic and no affects were observed in the results of the reactors. It is suspected that the zinc remaining in solution may have been in the form of a fine, insoluble precipitate.

The experimental conditions and loading of the reactors are depicted in Table 4. During this experiment the anaerobic filter was operated in series with the aerated lagoon as one system and then with the anaerobic filter in series with the facultative lagoon as another system. The aim of this was to determine whether or not aeration was required to improve the effluent from the reactor system. The results depicted in Table 5 were collected over a period of three weeks after five weeks of stable operation. It can be seen that COD, BOD and TOC were greatly reduced within the anaerobic filter which achieved efficiencies of 97%, 98% and 99% respectively. The reactor achieves a 78% reduction in total solids and dissolved solids, while total volatile solids are reduced by 92%. Total kjeldahl nitrogen was reduced by 16%, while ammonia appears to have been unaffected. The reactor as well achieves a 98% reduction of iron and an 88% reduction of zinc, probably through a process of

TABLE 3

LEACHATE FEEDSTOCK QUALITY DURING THE
4 PHASES OF THE MODEL STUDY

| | Settled Feedstock | | |
|---|---|---|---|
| PARAMETERS: (mg/l) | n | x | s |
| COD | 10 | 21760 | 1530 |
| BOD | 7 | 16929 | 1257 |
| TOC | 3 | 9933 | 1379 |
| TKN | 5 | 470 | 37 |
| Ammonia | 5 | 380 | 17 |
| Nitrate, Nitrite | 5 | < 0.5 | - |
| Total Phosphate | 5 | 4.4 | 1.3 |
| Ortho-Phosphate | 5 | < 0.2 | - |
| Total Solids | 5 | 19514 | 3000 |
| Total Dissolved Solids | 5 | 19176 | 3014 |
| Total Volatile Solids | 1 | 8600 | - |
| Humic Acids | 2 | 402 | - |
| Total Volatile Acids | 2 | 10800 | - |
| Alkalinity | | | |
| Sulphate | 3 | 194 | 82 |
| Metals - iron | 5 | 3.96 | 1.83 |

NOTES:

1. Raw leachate brought to pH 8.0 and settled one hour; no phosphate supplemented in sample, but added prior to feeding.
2. n - number of samples; x - mean; s - standard deviation.

TABLE 4

EXPERIMENTAL CONDITIONS AND LOADING IN REACTORS

WEEKS 5 to 8

| PROCESS | ANAEROBIC | AEROBIC | |
|---|---|---|---|
| REACTORS | Filter | Lagoons | |
| Parameters | | Aerated | Settling |
| Influent COD (mg/1) | 21760 | 693 | 693 |
| Hydraulic Load (1/d) | 0.95 | 0.3 | 0.2 |
| Reactor volume (1) | 11.35 (10.5) | 21.1 | 21.1 |
| Detention time, HRT (days) | 12 | 70 | 106 |
| Volumetric organic load ($kg/m^3/d$) | 1.97[1] | 0.01 | 0.007 |
| Final Effluent COD (mg/1) | 693 | 142 | 325 |
| Efficiency (as % removal) | | | |
| COD | 97 | 80 | 45 |
| BOD | 98 | 98 | 94 |
| TOC | 98 | 74 | 46 |

NOTES:

1. Based on effective volume of 10.5 1.

TABLE 5

REACTOR EFFLUENT RESULTS
WEEK 5 TO 8 AT TEMPERATURES INDICATED

| REACTOR | Anaerobic Filter (32°C) | | | | Aerated Lagoon (20°C) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| PARAMETERS: (mg/l) | n | x | s | % | n | x | s | % |
| Organic Load ($kg/m^3/d$) | - | 0.197 | - | - | - | 0.01 | - | - |
| COD | 4 | 693 | 293 | -97 | 4 | 142 | 6 | -80 |
| BOD | 4 | 254 | 94 | -98 | 4 | 4.25 | 1.71 | -98 |
| TOC | 4 | 224 | 35 | -98 | 4 | 59.0 | 9.3 | -74 |
| TKN | 4 | 395 | 21 | -16 | 4 | 6.48 | 0.91 | -98 |
| Ammonia | 4 | 382 | 9 | + 1 | 4 | 1.30 | 1.46 | -99 |
| Nitrate, Nitrite | 4 | 0.50 | - | 0 | 4 | 138 | 19 | +27500 |
| Total Phosphate | 4 | 5.20 | 0.85 | +18 | 4 | 3.00 | 0.08 | -42 |
| Ortho-Phosphate | 4 | 0.82 | 0.48 | +310 | 4 | 2.08 | 0.26 | +153 |
| Total Solids | 4 | 4296 | 96 | -78 | 4 | 3537 | 66 | -18 |
| Total Dissolved Solids | 4 | 4220 | 90 | -78 | 4 | 3497 | 83 | -17 |
| Total Volatile Solids | 4 | 714 | 59 | -92 | 4 | 414 | 18 | -42 |
| Humic Acids | 2 | 373 | - | - | 2 | 230 | - | -38 |
| Total Volatile Acids | 4 | 55 | - | -99 | 4 | 20 | - | -64 |
| Calcium | 2 | 108 | - | - | 2 | 86 | - | -20 |
| Alkalinity | 2 | 2895 | - | - | 2 | 812 | - | -72 |
| Sulphate | 2 | 28 | - | - | 2 | 210 | - | +650 |
| Metals - iron | 4 | 11.8 | 3.3 | -98 | 4 | 0.36 | 0.18 | -97 |
| zinc | 4 | 0.52 | 0.12 | -88 | 4 | 0.13 | 0.02 | -75 |
| copper | 2 | 0.10 | - | - | 2 | 0.10 | - | 0 |
| manganese | 2 | 0.60 | - | - | 2 | 0.10 | - | -83 |

NOTES:

1. % is the percent change in a parameter relative to the influent concentration.
2. n - number of samples; x - mean; s - standard deviation.

co-precipitation with the dissolved solids within the reactor. The high ammonia in the effluent points to the need for post-treatment of the anaerobic filter effluent.

The aerated lagoon achieved a greater reduction of COD, BOD and TOC than the settling lagoon (Table 6). As well, there was a greater reduction of ammonia and TKN. In the settling lagoon (Table 6). These were not converted into nitrate, while in the aerated lagoon, nitrates were greatly increased in the effluent. Total solids removal was also much more efficient in the aerated lagoon than in the facultative lagoon and in general, the effluent from the aerated lagoon was considerably better in appearance, odour and quality than that from the facultative lagoon.

When comparing the results of the anaerobic filter with the effluent achieved at a 1 kg loading during previous operating phases (Thirumurthi et al, 1986), it is significant that there is no deterioration in effluent quality between a 1 and a 2 kg loading. This implies that at less than 2 kg COD/$m^3$/d load, the filter is underloaded and does not reach its full potential. Although the optimum load is not fully defined, it appears that it will be a higher COD loading than 2 kg/$m^3$/d. Furthermore, until the anaerobic filter is brought to its optimum load, the aerated lagoons will be underloaded as well and an economic system will not be achieved. It is also apparent that aeration, although expensive, is necessary to produce a clear high quality effluent. If nitrogen control is necessary, then ammonia stripping should occur before the effluent enters the aerated polishing lagoon.

Pilot Studies

The laboratory studies had demonstrated that leachate was treatable using an anaerobic filter and aerated polishing lagoon. In order to study the anaerobic filter portion of the treatment system at higher loading and at a larger scale, the pilot National Research Council Canada (NRC) reactor plant was obtained. The NRC pilot plant consists of a 4.9 m long by 2.5 m wide mobile trailer containing an anaerobic downflow, stationary fixed-film reactor of NRC design. The trailer housed equipment to maintain temperature, record gas production and monitor reactor contents, as well as ancillary equipment for feed stock production and automatic feeding.

The anaerobic filter reactor had a total volume of 640 l of which media occupied approximately 70 to 80 l. The media was a 100% polyester geotextile fabric supported on stainless steel stretchers and suspended within the reactor. Reactor contents were recirculated (from bottom to top) in a downflow mode at a rate of 24 times per day resulting in a completely mixed system. The feed stock was pumped into the recirculation system at pre-determined intervals and at quantities determined by the loading requirements. The recirculation line also contained an electric heater which maintained the reactor contents at 35°C.

Raw leachate was pumped from the underdrain system into mixing tanks where it was pre-treated with lime slurry. Phosphates were not supplemented during this study and the COD and phosphorus ratio of the leachate was 7,615:1. During feed stock preparation lime slurry was added to raise the pH to 7.8, followed by one hour of settling. The sludge was drained and the supernatant was retained as feed stock. As in the previous study, chemical analyses were carried out at the environmental chemistry laboratory of the Victoria General Hospital in Halifax. A total of 15 parameters were monitored about twice per week and metal scans were performed bi-monthly. Volatile acid analysis was performed by NRC in Ottawa and gas sample analysis was performed

TABLE 6

REACTOR EFFLUENT RESULTS
WEEKS 5 TO 8 AT 20°C

| Reactor | Settling Lagoon | | | |
|---|---|---|---|---|
| PARAMETERS: (mg/l) | n | x | s | % |
| Organic Load ($kg/m^3/d$) | - | 0.007 | - | - |
| COD | 4 | 325 | 32 | -53 |
| BOD | 4 | 15.3 | 3.8 | -94 |
| TOC | 4 | 120 | 14 | -46 |
| TKN | 4 | 48.8 | 6.9 | -88 |
| Ammonia | 4 | 37.5 | 4.4 | -90 |
| Nitrate, Nitrite | 4 | 0.50 | - | 0 |
| Total Phosphate | 4 | 6.95 | 2.03 | +33 |
| Ortho-Phosphate | 4 | 5.60 | 0.57 | +582 |
| Total Solids | 4 | 4142 | 37 | - 4 |
| Total Dissolved Solids | 4 | 4132 | 38 | - 2 |
| Total Volatile Solids | 4 | 611 | 52 | -14 |
| Humic Acids | 2 | 354 | - | - 5 |
| Total Volatile Acids | 4 | 27.5 | 9.5 | -50 |
| Calcium | 2 | 27 | - | -75 |
| Alkalinity | 2 | 1800 | - | -38 |
| Sulphate | 2 | 62 | - | +120 |
| Metals - iron | 4 | 1.39 | 0.36 | -88 |
| zinc | 4 | 0.11 | 0.01 | -79 |
| copper | - | 0.10 | - | 0 |
| manganese | - | 0.10 | - | -83 |

NOTES:

1. % is the percent change in a parameter relative to the influent concentration.
2. n - number of samples; x - mean; s - standard deviation.

TABLE 7

CHEMICAL ANALYSIS OF LEACHATE FEED STOCK

| PARAMETER | n | x | s |
|---|---|---|---|
| COD - total | 33 | 23463 | 2931 |
| - Soluble | 32 | 22201 | 2068 |
| TOC | 31 | 8374 | 797 |
| TVA | 32 | 10511 | 1162 |
| VA - acetic | 10 | 4629 | 426 |
| - butyric | 10 | 2012 | 203 |
| - propionic | 10 | 3226 | 223 |
| Humic Acids | 28 | 407 | 54 |
| pH | | 7.6-7.8 | |
| TKN | 32 | 455 | 29 |
| Ammonia | 32 | 386 | 21 |
| Nitrate/Nitrite | 31 | <0.5 | - |
| Phosphate - total | 32 | 4.88 | 2.62 |
| - ortho | 30 | <0.2 | - |
| Total Solids | 32 | 19325 | 1874 |
| Total Dissolved Solids | 32 | 18816 | 1183 |
| Total Volatile Solids | 31 | 8188 | 549 |
| Suspended Solids | 32 | 509 | - |
| Alkalinity | 32 | 4875 | 457 |
| Calcium | 2 | 2838 | - |
| Sulphate | 32 | 815 | 69.6 |
| Metals - Fe total | 12 | 560 | 214 |
| - Mn total | 12 | 50.1 | 10.0 |
| - Zn total | 12 | 15.4 | 13.0 |
| - Cu total | 12 | <0.1 | - |
| - Pb total | 12 | <0.02 | - |
| - Ni total | 11 | 0.39 | 0.12 |
| - Zn soluble | 1 | 0.35 | - |

Notes: 1. all units in mg/l except pH (note - pH range provided, not a mean value)

2. n = number of samples, x = mean, s = standard deviation

TABLE 8

REACTOR CONTENTS DURING THREE WEEKS OPERATION
AT A 3.61 kg/$m^3$/day LOAD

| PARAMETER | n | x | s | % ALTERATION |
|---|---|---|---|---|
| COD - total | 4 | 1717 | 1122 | - 92.6 |
| - soluble | 4 | 1324 | 898 | - 94 |
| TOC | 2 | 840 | - | - 90 |
| TVA | 4 | 320 | - | - 97 |
| VA - acetic | 4 | 236 | 8.5 | - 95 |
| - butyric | 4 | 79 | 2.5 | - 96 |
| - propionic | 4 | 0 | - | -100 |
| Humic Acids | 1 | 445 | - | + 9 |
| pH | | 7.26 - 7.5 | - | - |
| TKN | 5 | 423 | 65 | - 7 |
| Ammonia | 5 | 423 | 50 | + 10 |
| Nitrate/Nitrite | 5 | <0.5 | - | 0 |
| Phosphate - total | 5 | 7.90 | 4.61 | + 62 |
| - ortho | 5 | 0.82 | 0.58 | +300 |
| Total Solids | 5 | 4678 | 482 | - 76 |
| Total Dissolved Solids | 5 | 4185 | 633 | - 78 |
| Total Volatile Solids | 5 | 1119 | 338 | - 86 |
| Suspended Solids | 5 | 132 | 45.5 | - 74 |
| Volatile Suspended Solids | 3 | 69.7 | 24.0 | - |
| Alkalinity | 5 | 2816 | 209 | - 42 |
| Calcium | - | - | - | |
| Sulphate | 1 | 10.0 | - | - 99 |
| Metals - Fe total | 1 | 19.0 | | - 97 |
| - Zn total | 3 | 1.11 | 0.54 | - 93 |
| - Zn soluble | 4 | 0.17 | 0.09 | - 50 |

Notes: 1. all units in mg/l except pH
2. N = number of samples, X = mean, S = standard deviation

at NRC's Atlantic Reserch Laboratory. Wright et al, 1985, presented details of experimental design and results.

The pre-treatment procedure was based on pre-treatment jar test results (Thirumurthi et al, 1986) and was intended to neutralize pH while minimizing inhibitory affects of heavy metals such as zinc. Comparison of Tables 7 and 2 reveal that pre-treatment reduced metal concentrations to acceptable levels, successfully adjusted pH, but had no affect on COD, total volatile acids (TVA) or nitrogenous nutrients.

Three separate loading rates were tested in the NRC anaerobic filter. The loading consisted of a four week stable period at a volumetric organic load of 3.61 kg COD/$m^3$/d with consistent gas production and effluent quality with feed stock administered six times per day. Table 5 depicts the results of the last three weeks of operation at this loading. At all three loadings COD concentrations were reduced by greater than 92%, while TVA concentrations were reduced by at least 97% at each of the loadings. The effluent volatile acids were dominated by acetic acid while propionic acid was completely utilized. Althought phosphates were not added to the feed stock, the sludge that was present in the reactor due to the seeding of the reactor and due to previous utilization of the reactor on fish wastes, provided sufficient phosphorus to create elevations of these elements in the reactor contents.

Although raw leachate is high in total solids, most of these are present in the dissolved form. Pre-treatment significantly increased dissolved solids concentrations. The anaerobic reactor achieved between 76 and 79% reduction in the total solids concentrations. It is estimated that about 39% of the total solids will be retained in the reactor as inert solids in the sludge. Since metals are also retained in the reactor, possibly through a mechanism of co-precipitation, it is anticipated that the sludge will be metal laden and therefore has potential to create a toxic inhibition. This has been noted by other authors (DeWalle et al, 1979). Metal toxicity was thought to be inhibiting the activity of the anaerobic filters during the laboratory studies (Austin et al, 1984). Zinc was present as fine precipitates of sulphide or carbonate with little present in the soluble form. Other metals were also removed by the reactor, although they were not considered to be present in inhibitory concentrations. This points the need to a sludge removal mechanism to prevent the inhibitory build-up of metals within the reactor.

Gas analysis indicated that the loading did not affect gas composition. Gas composition was consistently about 72% methane, 26% carbon dioxide, with the remainder being other gases. Approximately 3.9 l of methane were produced per gram of COD removed at all loadings.

## CONCLUSIONS OF PILOT WORK

The anaerobic filter was capable of 92% and 97% reduction of COD and TVA respectively at loading rates up to 3.6 kg COD/$m^3$/d. Total solids and metal concentrations were reduced in the reactor, resulting in the accumulation of a metals laden sludge. At a 2 kg loading, both reactors responded in a similar fashion, achieving approximately a 95% to 96% reduction in COD. It is impossible to say whether the addition of phosphates is necessary or not. However, it is possible that phosphates may be necessary at higher loadings or during reactor upsets (Wright et al, 1985). More research is needed relative to the role of phosphorus in anaerobic high rate reactors. Higher loadings than 4 kg/$m^3$/d may be sustainable since the reactors did not reach their optimum point of loading. Further studies of this leachate by NRC Ottawa have revealed that higher loadings in excess of 12 kg COD/$m^3$/d are possible and

that pH neutralization may not be necessary (Kevin Kennedy, NRC, personal comment, 1985).

## FULL-SCALE TREATMENT FACILITIES

The full-scale treatment system is expected to achieve a 95% reduction in strength of the raw leachate and will consist of:

- pre-treatment to adjust pH and remove inhibitory metals
- anaerobic reactors for reduction of organic strength
- sludge handling facilities
- polishing lagoons

The facilities will, for the most part, be enclosed in a serviced building located at the base of the landfill and adjacent to the existing lagoons.

Initial leachate flows and quality were determined from the sampling and analysis programs conducted by Porter Dillon Limited. Future characteristics were predicted based on the expected increase in landfill area utilization as well as refuse deposition over time. Increases in leachate flow relate linearly to the increase in landfill area coverage as leachate collection pipes will continue to be laid below developing portions of the site. Future leachate quality was determined by means of a model which assumed that 10 years after its placement, refuse ceases to contribute organic constituents to the leachate.

The influent leachate characteristics utilized for design may be summarized as follows:

- present design flow = 1 l/s;
- future design flow = 1.75 l/s;
- present COD load = 1,815 kg/d, and
- future COD load = 2,400 kg/d.

The site positioning of the treatment facilities was selected to make best use of existing leachate collection and treatment infrastructure. The site plan of Figure No. 2 illustrates the layout of the facilities relative to the existing lagoons and access road. The access road will be upgraded to accommodate the increased traffic resulting from chemical supplies, sludge disposal and general operator requirements.

The four stages of treatment along with associated works are illustrated in the process schematic of Figure No. 3. The primary and by-product flow streams along with the options for process variation are depicted. It was essential that as much operational flexibility as possible be incorporated in the facilities due to the limited experience with the high rate anaerobic treatment process. The components of each stage of treatment are described separately in the following sections.

### Raw Leachate Pumping Station

Flow will be diverted from the existing leachate collection system to a pumping station consisting of submersible pumps and a pre-cast concrete wetwell of 3.6 $m^3$ operating volume. Two pumps will be provided, one to serve as stand-by, with each sized at a pumping rate of 10 $m^3$/hr. The pumps will be sufficient to handle the present and ultimate flow expected. An overflow/by-pass is to be provided from the pumping station to the lagoons for activation under particularly high flow or emergency conditions.

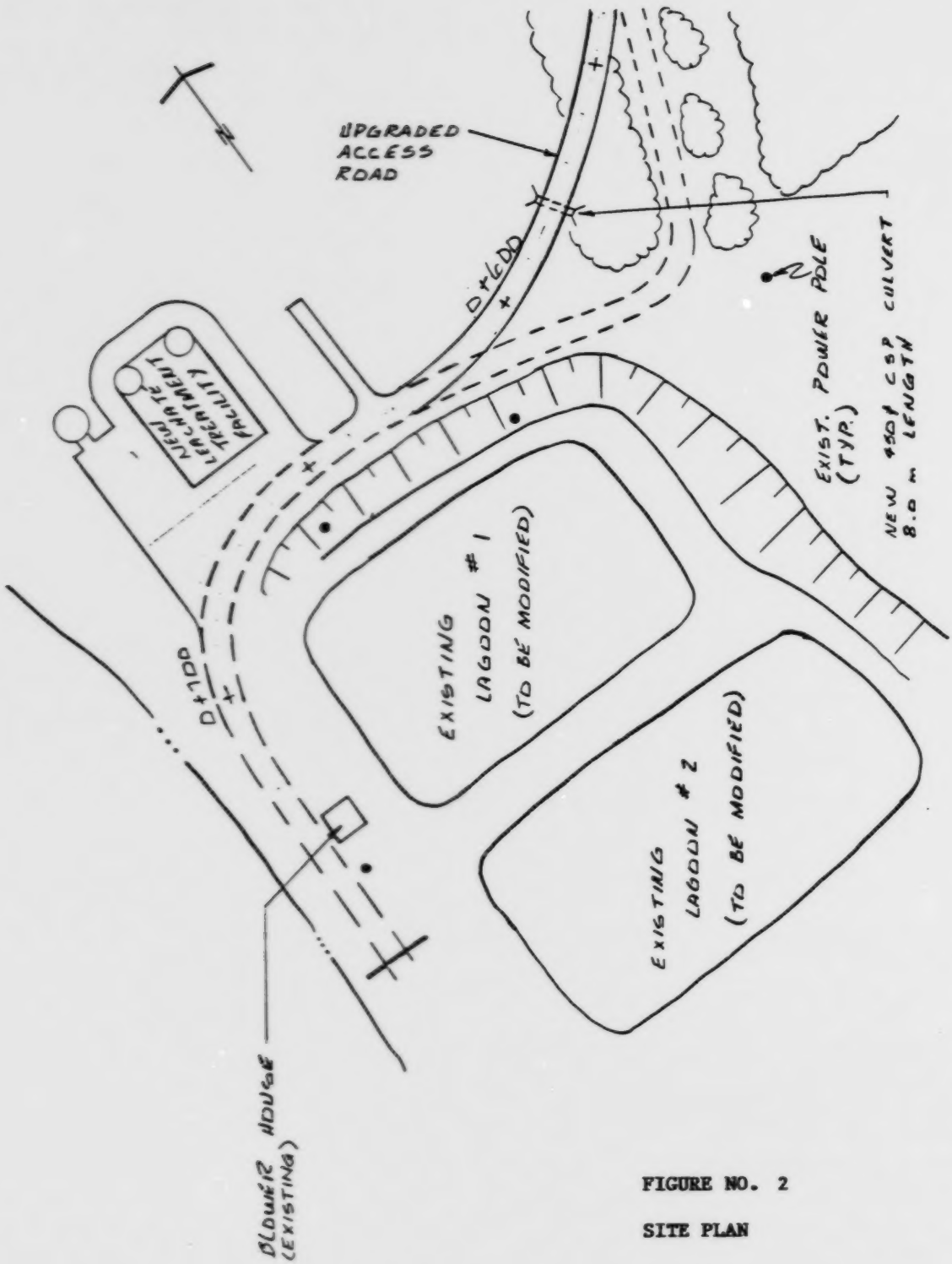



**FIGURE NO. 2**

**SITE PLAN**

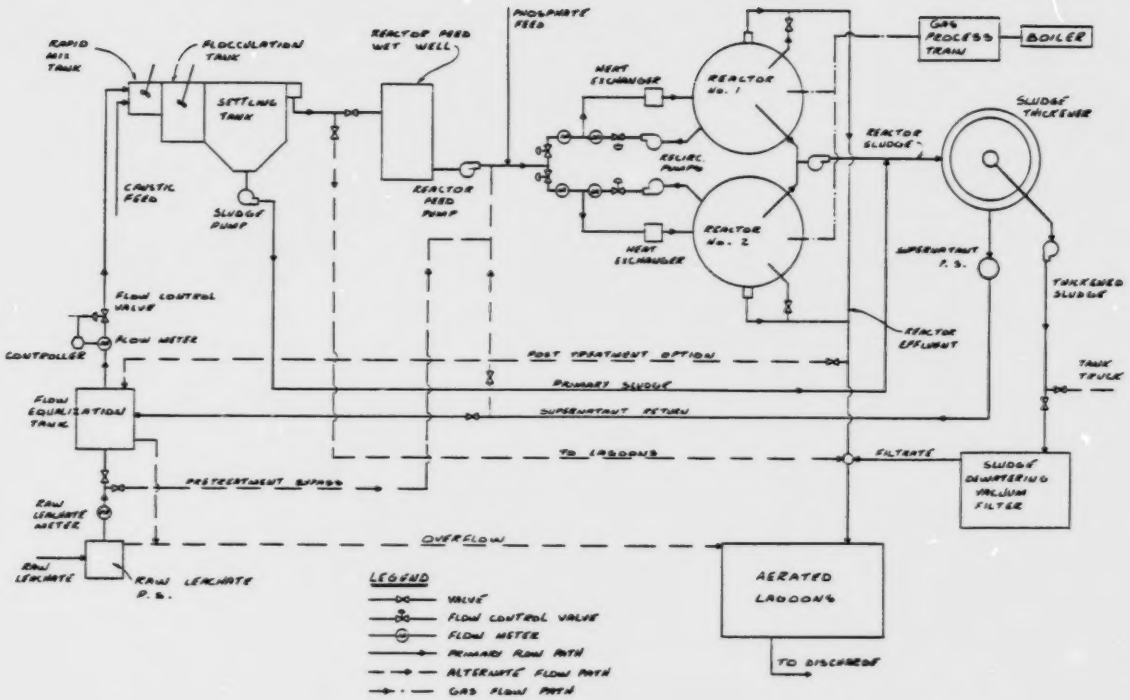



**FIGURE NO. 3**

**PROCESS SCHEMATIC**

Pre-Treatment Facilities

The pre-treatment system will be comprised of an equalization tank, a caustic feed system and rapid mix, flocculation and settling units. Each of these components are designed to accommodate initial as well as ultimate flow conditions.

Equalization. A reinforced concrete equalization tank of volume 50 $m^3$ will equalize the influent flow (through its average and peak conditions) and plant recycle streams for a constant discharge through the succeeding units.

Caustic Addition. Caustic stored in a 14 $m^3$ bulk storage tank will be fed to the leachate flow following equalization in order to adjust pH and in turn control heavy metals' concentration. The high calcium concentration in the raw leachate discouraged the use of lime due to expected scaling problems. The actual caustic feed rate will be adjusted by means of pH control to maintain the pH in the flocculation tank at 7.8.

Rapid Mix and Flocculation. The rapid mix and flocculation tanks are sized for a detention time of 1.5 minutes and 15 minutes respectively. This results in a volume of 0.26 $m^3$ for the rapid mix tank and 2.6 $m^3$ for the flocculation tank. Both tanks will be fabricated of mild steel and coated inside and outside to prevent corrosion. The tanks will be covered and vented for control of odours.

The rapid mix tank will be complete with a 1/4 HP continuous duty mixer to achieve full mixing of caustic and leachate. The flocculation tank will be installed with a variable speed 1/2 HP mixer providing gentle agitation to enable contact of chemical and metals in leachate as well as efficient adjustment of pH.

Settling. The settling tank is designed to handle both initial and ultimate flows. It will also be covered, constructed of mild steel materials with suitable protective coatings and will contain an effluent weir and scum baffle system. Sludge accumulating in the settling tank will be automatically removed on a time basis and conveyed to the sludge thickener by means of progressive cavity pumps.

Anaerobic Reactor System

The anearobic reactor system constitutes the primary facility process. The system includes the feed station, reactor vessels with their various components, recirculation system including heat exchangers and gas handling scheme.

Reactor Feed Station. Reactors will be fed on a semi-continuous basis allowing for flexibility of operation over the life of the facility. A 1.5 m diameter closed vessel will serve as the wetwell for the feed pumps. Duplex centrifugal pumps (one as stand-by) will convey pre-treated leachate to the reactors. The feed wetwell will be covered and vented through scrubbers to the atmosphere.

Anaerobic Reactors. Two upflow anaerobic reactors will be used to achieve the reduction of COD in the leachate. The two reactors are identical and designed to pass flow upwards through a sludge blanket and media layer before overflowing to effluent (and recirculation). The reactors will be circular in shape and sized at a diameter of 5 m with a 7 m sidewall depth. The effective

volume of each reactor amounts to 135 $m^3$, resulting in loading rates under initial conditions of 7 kg COD/$m^3$/d and increasing to 9 kg COD/$m^3$/d under ultimate conditions. Should it be necessary to remove one reactor from operation for maintenance, cleaning or similar reason, all influent will be directed to a single reactor which is expected to adequately handle the additional temporary load.

Figure No. 4 presents a cross-section of the anaerobic reactor. Influent flow mixes with recirculated reactor contents and proceeds through a heat exchanger into the distribution piping at the bottom of the reactor. Flow moves upwards through approximately 2 m of an anaerobic sludge blanket and then through a 1 m transition area before entering the media. The media consists of a cross-flow block type media installed in a 3 m layer. Above the media is an overflow area for further clarification and degasification of the liquid before it discharges. Gas will be removed from the top of the reactor and conveyed to the boiler system.

Each reactor contains sample ports, temperature sensors, a backwash drain line to drain contents from the media layer thereby removing any excess solids, a recirculation system and a sludge drawoff system. Reinforced concrete construction was selected for the reactors which will be covered by proprietary fixed steel covers. The tanks are fitted with access bulkheads below the media level and the covers contain gas tight manholes and sampling ports as well as gas safety equipment.

Recirculation System. Reactor contents will be recirculated through a drawoff piping network to provide mixing and to maintain the temperature of the reactors at 35°C. The recirculation ratio of reactors contents to influent will be established initially at a rate of 10:1. The recirculated contents will be directed along with the influent through spiral type heat exchangers. Duplicate heat exchangers have been provided so that each reactor system may be operated independently (and at different rates) and one system serve as back-up to the other. Heat exchangers are sized at capacities of 580,000 Kjoules/hr each, whereas recirculation pumps have a rated capacity of 26.1 $m^3$/hr.

Gas Flow Stream. Gas production is expected to occur at a rate of 0.50 l/g of COD removed. During the pilot testing, the methane component of this gas was consistently 72% by volume. At the initial and ultimate COD loads of 1,815 kg/d and 2,400 kg/d respectively, and projected COD removal efficiencies of 95%, methane generation is estimated at 620 $m^3$/d under initial conditions and 820 $m^3$/d under future conditions. This gas quantity converts to heating values of 938,000 Kjoules/hr under present conditions and 1.27 million Kjoules/hr under ultimate conditions. The energy derived from the gas will be utilized as a priority to maintain the reactor contents at 35°C with excess gas directed to space heating requirements or flaring.

The gas scheme is to be installed in accordance with the Canadian Gas Association requirements and will contain the necessary pressure vacuum relief valves, pressure gauging, flame traps, sediment traps, meters and other safety provisions.

Sludge Handling

The combined sludge (from settling tank and anaerobic reactors) will be transferred to a covered thickener of 5.5 m diameter and 3 m sidewall depth. The thickener will be equipped with a rotating scraper type mechanism complete with vertical pickets to improve thickening characteristics prior to

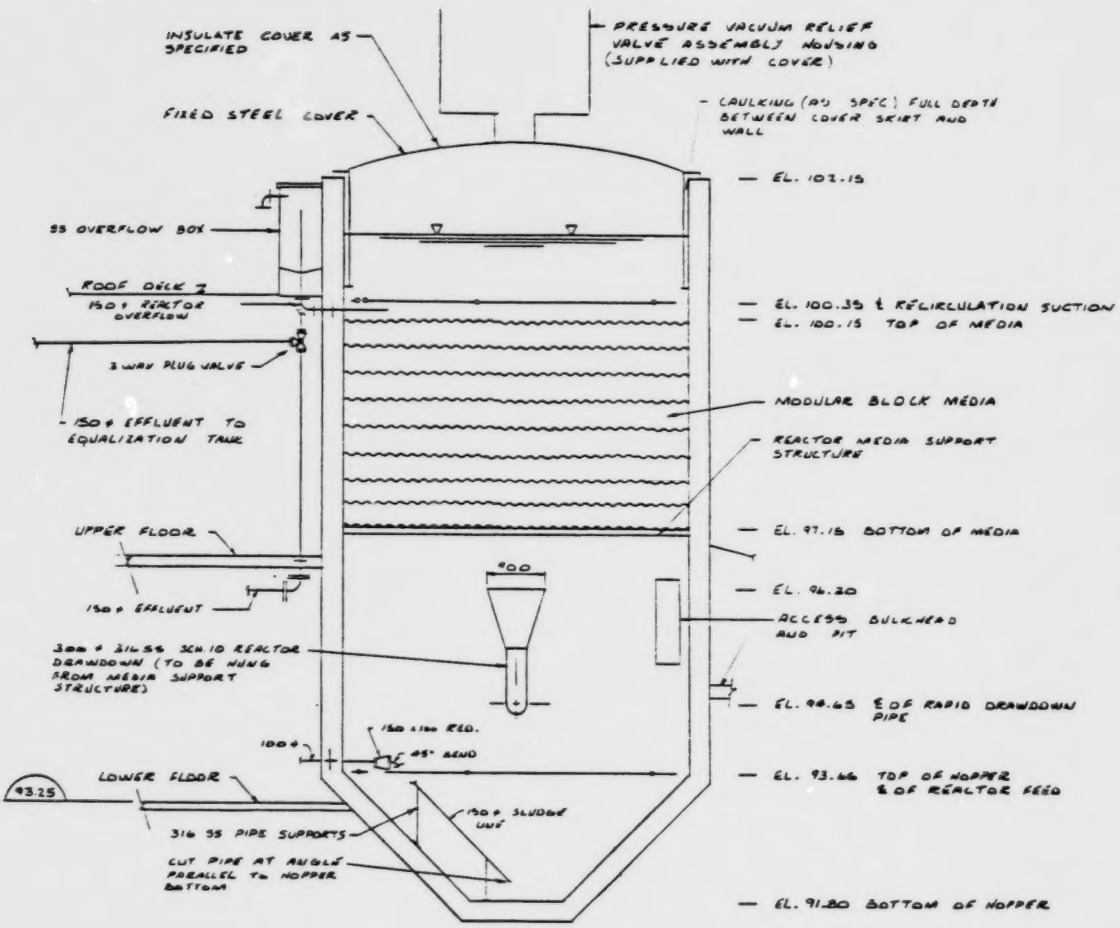



**FIGURE NO. 4**

**ANAEROBIC REACTOR**

**DETAILS**

dewatering. Supernatant will overflow a perimeter V-notch weir in the thickener to a sump from which it will be conveyed by submersible pumps to the equalization tank at the head of the treatment facilities. Thickened sludge will be transferred to the dewatering equipment automatically in response to a level signal in the sludge vat of the vacuum filter.

A skid mounted fully automated pre-coat vacuum filter system will provide sludge dewatering. This system consists of a pre-coat tank and pump, vacuum pump, filtrate pump and 6.5 $m^2$ vacuum filter. Sludge will be dewatered at a rate of 2 $m^3$/hr. The open tankage forming part of the vacuum filter will be covered and vented through scrubbers to the atmosphere. A sludge cake of minimum 20% solids will be produced and dropped directly into a dumpster located in the sludge dewatering room. This dumpster will be regularly emptied in the landfill. Filtrate from the operation will be directed to the reactor effluent system and the aerated lagoons.

Lagoon Modifications

The aerated lagoons will be used to polish the effluent from the anaerobic reactors. It was demonstrated in the laboratory studies that aerated lagoon treatment decreased residual COD, BOD and ammonia, while precipitating dissolved and suspended solids. To restore the existing lagoons to full service, the following modifications will be performed:

1. A new underdrain system is to be installed below lagoon # 1 to relieve hydrostatic pressure.
2. A new liner consisting of glacial till (site soil) will be placed over the new underdrain system of lagoon # 1.
3. The aeration system will be completely replaced using new coarse bubble air diffusers and associated piping with air supplied by the existing 40 HP blowers.
4. New and similar aeration equipment (to lagoon # 1) will be installed in lagoon # 2 following minor repairs to the existing liner.

The lagoons will receive effluent from the anaerobic reactors and the dewatering process. As well, the building underdrain system and the domestic and utility wastewaters will be directed to the lagoons for treatment and discharge.

Facility Building

The building will be installed in two levels with a main floor and a basement underlying approximately 75% of the area of the main floor. The layout of the main floor is illustrated in Figure No. 5 and shows the lab/office/control room located in such a manner as to provide visual contact of lagoons and access road. The reactors will be located at the north end of the building. Separate rooms are provided for various facility components as necessary to differentiate major functions. In addition, components that are associated in their activities are located in proximity to each other. It may be observed that the gas room (and reactor sampling room below) is separated from the remainder of the facilities with independent exterior access in accordance with the required codes.

The building will consist of a combination steel frame and concrete structure with exterior pre-cast ribbed block siding. All walls are to be insulated to R20 and the roof to R28. Partition walls will consist of concrete block and flooring will be trowelled concrete other than the washroom and office which will be tiled. The laboratory and control functions have been installed in the same room as the office to minimize space requirements.

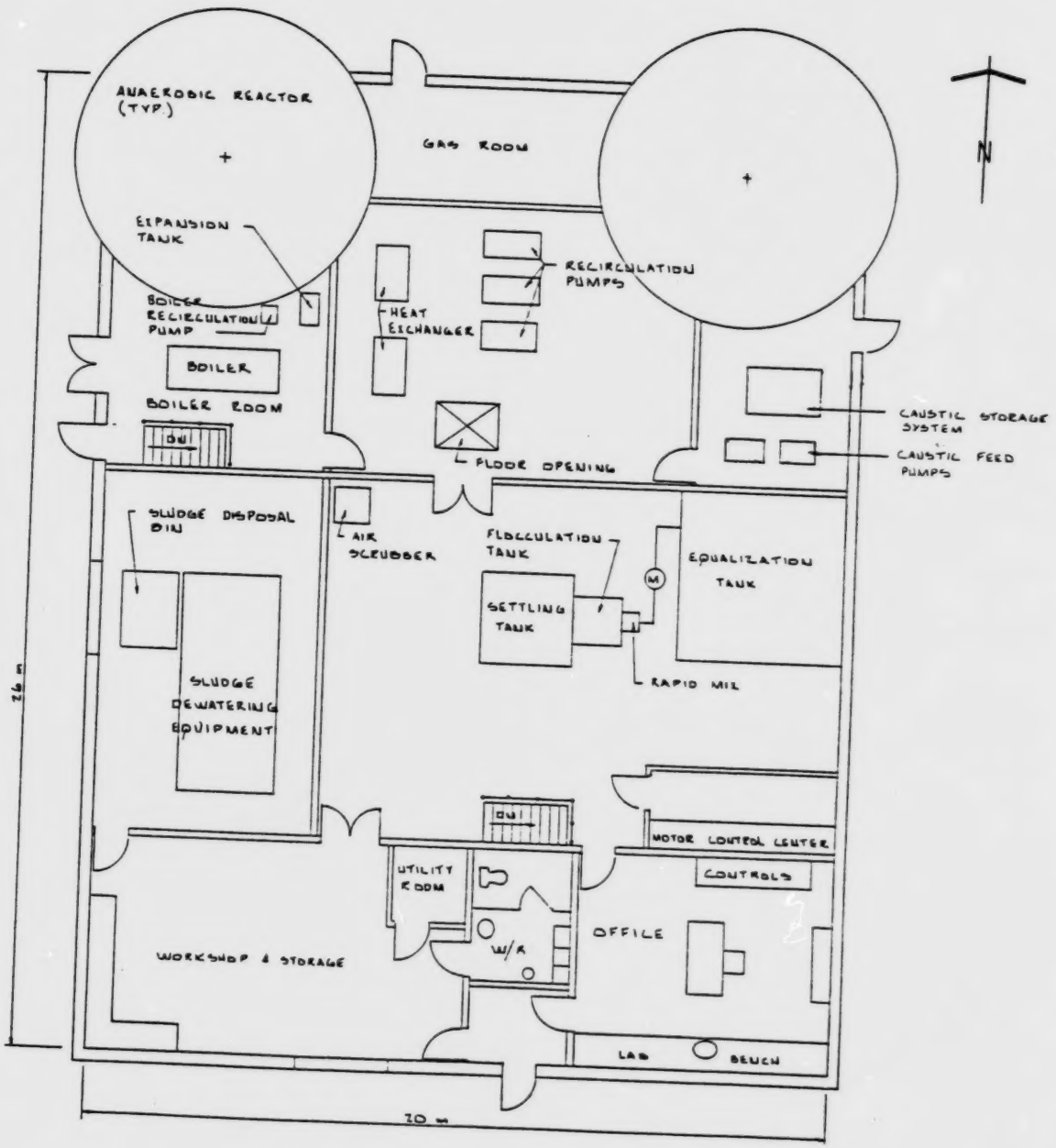



**FIGURE NO. 5**

**MAIN FLOOR PLAN**

The basement of the building will contain all of the sludge pumps as well as the reactor feed station and the pre-treatment tank blowdown system. Potable and utility water storage tanks and pumping systems are also located in the basement.

Heating of the reactors and building space will be provided by burning the reactor gas in a fire tube hot water boiler. Propane will serve as the stand-by fuel. Space heating is provided by floor mounted hot water radiation heaters in the office, lab and washroom areas, and ceiling mounted unit heaters in all other spaces. Thermostats will maintain desired temperature by throttling hot water flow through radiators and unit heaters. Occupied spaces such as the office, lab and washroom will be heated to 22°C, whereas all other spaces will be maintained at 12 to 13°C.

## SUMMARY

The leachate treatment facilities at the Highway 101 Landfill are presently under construction with start-up expected in December of 1986. Contracts amounting to $0.38 million have been awarded for major items of equipment and a general construction contract for $2.8 million has been signed for installation of the works. Start-up of the treatment facilities will cap 3 years of research and development work conducted on behalf of the Metropolitan Authority of Halifax/Dartmouth and the County of Halifax and demonstrates a firm commitment by the Authority to environmental protection. Ongoing monitoring of both process performance and effluent quality exiting the lagoons is planned for a minimum of an 18 month period following start-up.

REFERENCES

Austin, T. P., Thirumurthi, D., Ramalingaiah and S. Khakhria, Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate. Proceedings 7th Symposium on Wastewater Treatment, Montreal, November 1984.

Chian E. and F. DeWalle, 1976, Sanitary landfill leachates and their treatment ASCE, Journal ENV. Eng., V 102, pp 441.

Chian E. and F. DeWalle, 1977, Treatment of high strength acidic wastewater with a completely mixed anaerobic filter, Water Research, V 11, pp 295.

DeWalle, F., Chian, E. and J. Brush, 1979, Heavy metal removal with completely mixed anaerobic filter, J.W.P.C.F. 51, no. 1, pp 22

Rivera, A. L., 1983, Heavy metal removal in a packed-bed, anaerobic upflow (anflow) bioreactor, J.W.P.C.F., 55, no. 12, pp 1450

Thirumurthi D., Austin, T. P., Ramalingaiah, and S. Khakhria, 1986, Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate, Water Poll. Res. J. Canada: V 21, no. 1, pp 8.

Thirumurthi, D., Rana, S. M., and Austin, T. P., 1986, Physical-chemical and anaerobic fixed-film treatment of landfill leachate. Proceedings Innovative Biological Treatment of Toxic Wastewaters Conference, Virginia, June, 1986.

Wright, P. J., Austin, T. P., Kennedy, K., and D. Robson, 1985, Utilization of an anaerobic reactor pilot plant to assess methane gas production and treatability of a landfill leachate, Conference Proceedings: New Directions in Waste Treatment Residuals Management, UBC, June, 1985.

# MODIFIED ACTIVATED SLUDGE SYSTEM USING BIOFLOCCULATION

Hang Sik Shin
Environmental Engineering Division
AIT, Bangkok, Thailand

Hung Suck Park
Department of Civil Engineering
KAIST, Seoul, Korea

## INTRODUCTION

In activated sludge process, continuous culture of heterogenic microorganisms grow on organic and inorganic substrates. Bio-oxidation removes soluble substrate and solid-liquid separation removes colloidal or suspended solids including biomass from the wastewater.

Maximum floc formation and bio-oxidation could be achieved at different microbial cell growth phases under different physical conditions. Generally, activated sludge process is so designed and operated that these two noncompatible removal mechanisms occur in the same aeration tank. Therefore, maximum removal capacity of theses processes is not fully utilized. Many studies have been conducted to make the best use of respective process, while few researches tried to improve the both processes in simultaneous.

The objective of these study is to optimize activated sludge system by incorporating a bioflocculation tank with high and low-rate aeration tanks in which microbial growth phases differ.

Two major tests have been made in this research; how biomass conversion is affected by MCRT (Mean Cell Residence Time) and how microbial flocculation and settling characteristics are affected by organic loading rate, mixing intensity, and sludge characteristics.

### Bioflocculation

In activated sludge process, two major functions of secondary clarifier are solid-liquid separation and sludge recycle to aeration tank to maintain a required MLSS (Mixed Liquor Suspended Solid) concentration in the tank. Flocculation of primary fine particles is important for the efficient operation of the following secondary clarifier. Three types of flocculation have been studied.

Physical floc conditioning process make use of slow mixing apparatus to reduce the effluent primary particles. Parker et al.[1] reviewed researches on physical flocculation which could be referred for detail.

Chemical flocculation using chemicals has a merit to reduce a part of the detention time required for biological treatment which could compensate the chemial cost. This flocculation, however, can not remove dissolved substrate without pH control[2].

Biological flocculation (autoflocculation) utilizes physiological characteristics of microorganisms to improve solid-liquid separation. Researches were made on the relationship of cellular flocculation with physical interparticle forces of microorganisms which contribute floc formation, relationship between PHB (Poly-β-Hydroxy Butyric-acid) content and bioflocculation, and effect of exocelluar polymer accumulation and microbial agglutination[3,4]. Settling characteristic of biomass in exponential growth phase is good. So that high rate process can improve the activated sludge process efficiency. Pavoni et al.[3] showed bacterial agglutination was governed by physiological state of microorganism and excess quantities of

well-flocculated might be utilized in other waste treatment process as aggregating agents. Thus, development of high exocellular polymer system would be a valuable asset in efficient removal of suspended and colloidal matters from effluent.

In this view point, modified process (Fig 1) can utilize the best features of both high rate and contact stabilization process and improve total efficiency of activated sludge process.

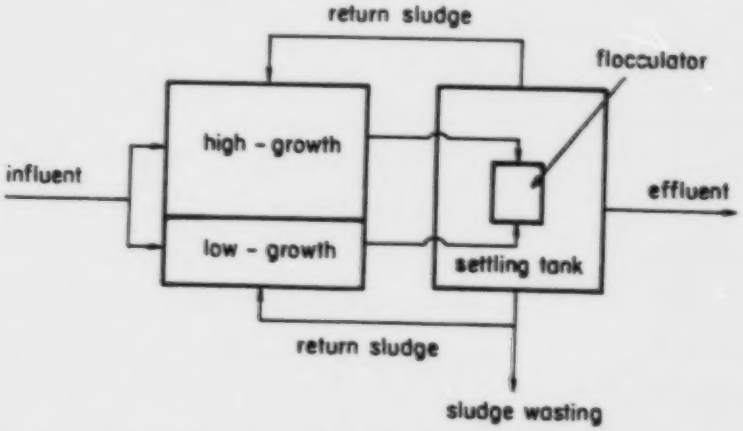



FIGURE 1: PROPOSED MODIFIED ACTIVATED SLUDGE SYSTEM

## METHOD

Two lab-scale units of completely mixed activated sludge system were used for this research (Fig. 2), working volumes of aeration tank and settling tank were 4.5 l, 1.5 l respectively. Substrate was fed with a feeding pump and sludge was recycled by a peristaltic pump to aeration tank. Air flow was maintained 3 l/min for complete mixing and aerobic condition.

Characteristics of synthetic waste are shown in Table 1. Activated sludge system was operated on MCRT of 4, 5, 7 and 10 day with corresponding F/M ratios of 1.28, 1.21, 1.0 and 0.83 respectively. Semi-continuous operation of MCRT 10 days with F/M of 0.5 also was made. Mixing effect and bioflocculation test were conducted using waste sludge.

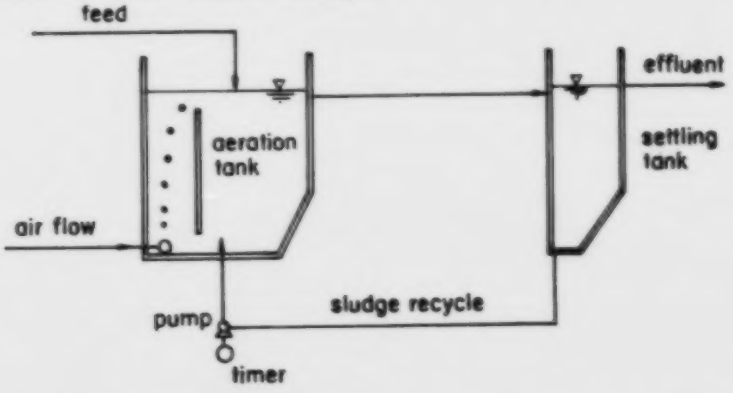



FIGURE 2: EXPERIMENTAL ACTIVATED SLUDGE SYSTEM

Table 1: SUBSTRATE COMPOSITION AND CHARACTERISTICS

| added substrates | quantity in 1L feed | chemical parameters | quantity |
|---|---|---|---|
| Liquid Milk | 5.72 ml | COD | 1118 mg/l |
| Yeast Extract | 114.28 mg | BOD | 925 mg/l |
| $Fecl_3$ $6H_2O$ | 0.0772 mg | TKN | 50 mg/l |
| $MnSO_4$ $H_2O$ | 0.8688 mg | Total-P | 10 mg/l |
| Nacl | 0.3340 mg | Alkalinity | 110 mg/l |
| $MgSO_4$ $7H_3O$ | 2.1126 mg | PH | 7 |
| $CaCl_2$ | 1.5856 mg | Temperature | $4^0C$ |

## RESULTS AND DISCUSSION

Effects of MCRT on Yobs (observed yield)

Mathematical relationships describing cell yield within a completely mixed activated sludge process (Fig. 3) can be developed by means of material balance equations. A material balance on the microorganism can be formulated as follows[5].

$$QX_o + VR_g = (Q-Q_w)X_e + Q_wX + V(dx/dt) \qquad (1)$$

where $R_g$ : net rate of bacterial growth, mass/vol-time
$Q$ : influent flowrate, volume/time
$X_o$ : influent microorganism, mass/volume
$X$ : effluent microorganism, mass/volume
$V$ : aeration basin volume, volume
$dx/dt$ : rate of microorganismgrowth mass/volume-time

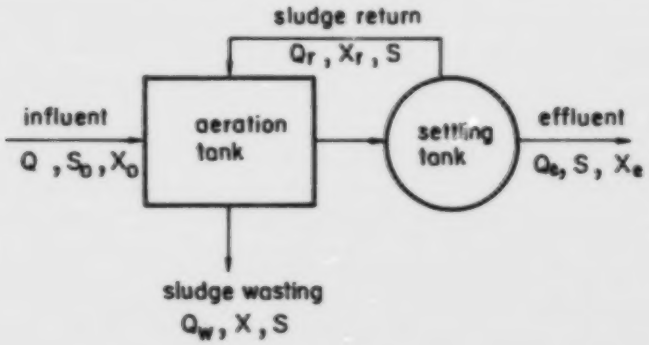



Figure 3: A
FIGURE 3: ACTIVATED SLUDGE PROCESS

Assuming the influent microorganisms are negligible and the operation is in steady-state, equation (1) becomes,

$$VR_g = (Q-Q_w)\ X_e + Q_w X \tag{2}$$

then,

$$Rg = \frac{(Q-Q_w)X_e+Q_w X}{V} \tag{3}$$

MCRT is defined as $\theta_C = X/Rg$

similary, a material balance for substrate utilization may be written as follows:

$$QS_o + VR_{su} = (Q-Q_w)S + Q_w S + V(ds/dt) \tag{4}$$

where $R_{su}$: substrate utilization rate, mass/volume-time

at steady state,

$$R_{su} = (S_o - S)/\theta \tag{5}$$

where, $\theta$ = aeration time

From the definition of yield coefficient,

$$Y_{obs} = - R_g/R_{su} \tag{6}$$

Substituting right side of equation (6) with equations (3) and (5)

$$Y_{obs} = \frac{\theta X}{\theta_C(S_o-S)} \tag{7}$$

A summary of experimental results with different cell residence times is tabulated in Table 2. Observed yields calculated from equation (7) were found to decrease as mean cell residence time increased. When these data of $Y_{obs}$ and $\theta_C$ were subjected to semi-log plot, a relationship between these two variables was obtained. An equation of the form $Y_{obs} = A\exp(-B\theta_C)$ was found to describe the data, and A and B were found 0.257 and 0.074, respectively in this experiment. When the equation was converted to a linear equation, it can be expressed as $1/\theta_C = 0.334\ U - 0.176$ where U is specific utilization rate.

From this result, the fact that $Y_{obs}$ for 4 day MCRT was 1.6 times greater than that of 10 days is well matched with the 1.54 times greater specific growth rate for 4 days than for 10 day MCRT.

Table 2: A SUMMARY OF STEADY-STATE DATA FOR LABORATORY REACTOR

| $\theta_c$(MCRT) $day^{-1}$ | $S_o$(COD) mg/l | S (COD) mg/l | X(MLSS) mg/l | U($day^{-1}$) | F/M $\frac{mg\text{-}COD}{mg\ MLSS\text{-}day}$ | SVI(ml/g) | operation type |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 4 | 1127 | 40 | 1693 | 1.23 | 1.28 | 96 | continuous |
| 5 | 1109 | 32 | 1763 | 1.17 | 1.21 | 92 | continuous |
| 7 | 1127 | 26 | 2170 | 0.97 | 1.00 | 210 | continuous |
| 10 | 1109 | 26 | 2556 | 0.81 | 0.83 | 124 | continuous |
| 10 | 1120 | 20 | 2250 | 0.49 | 0.50 | 96 | semi-continuous |

Effects of F/M on SVI and COD removal

At the F/M ratio of 1.0, the sludge settled best, of which the SVI was 210 as shown in Table 2. It also shows that COD removal was not much affected by organic loading rate. The COD removal rates were in the range of 96 to 98%. This means that biomass conversion is constant irrespective of F/M loading at the areation time of 12.5 hr studied in this research.

Effects of Mixing Intensity on SVI and Supernatant COD

For the investigation of effects of mixing intensity on SVI and supernatant COD, batch test was conducted with the sludge wasted from the aeration tank. Tested mixing intensities expressed in velocity gradient, were 160, 455, 1288 $sec^{-1}$. After mixing for 20 min, sludge was left to settle for 30 min to measure SVI. Supernatant COD was measured after 1 hr settling. A summary of this results is tabulated in Table 3 and Table 4.

Table 3: EFFECTS OF MIXING INTENSITY ON SVI AND SUPERNATANT COD

| Aeration Tank | | | Mixing Intensity ($sec^{-1}$) | | | | | | Average Value of Effect (%) | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | 160 | | 455 | | 1288 | | | |
| $\theta_c$ (days) | SVI (mg/l) | COD (mg/l) | SVI (mg/l) | $COD_t$ (mg/l) | SVI (mg/l) | $COD_t$ (mg/l) | SVI (mg/l) | $COD_t$ (mg/l) | SVI (mg/l) | $COD_t$ (mg/l) |
| 4 | 95 | 88 | 93 | 96 | 95 | 100 | 95 | 96 | 3.0 - 5.0 | 9.0 - 13.6 |
| 4 | 100 | 78 | 100 | 82 | 100 | 86 | 106 | 86 | 0.0 - 5.0 | 5.0 - 10.0 |
| 7 | 200 | 26 | 200 | 30 | 205 | 26 | 200 | 26 | 0.0 - 2.5 | 0.0 - 15.0 |
| 7 | 220 | 32 | 215 | 32 | 210 | 28 | 215 | 28 | -4.5 - -2.5 | -12.5 - 0.0 |
| unknown | 375 | 183 | 373 | 178 | 370 | 183 | 364 | 178 | -3.0 - -0.5 | -2.7 - 0.0 |

Table 4: SETTLING CHARACTERISTICS AT DIFFERENT MIXING INTENSITIES

| $\theta_c$ (days) | Mixing Intensity ($sec^{-1}$) | Height (%) | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 2(min) | 5(min) | 10(min) | 15(min) | 20(min) | 25(min) | 30(min) |
| 4 | 160 | 95 | 80 | 55 | 35 | 24 | 19 | 17 |
| | 455 | 97 | 85 | 58 | 36 | 25 | 19 | 17 |
| | 1288 | 98 | 87 | 57 | 35 | 24 | 19 | 18 |
| 7 | 160 | 98 | 87 | 70 | 56 | 49 | 45 | 44 |
| | 455 | 98 | 87 | 69 | 57 | 49 | 46 | 45 |
| | 1288 | 99 | 87 | 70 | 57 | 49 | 45 | 44 |

The effect of mixing intensity on COD was greater than on SVI. So excessive mixing intensity in aeration tank could cause biomass carry-over from the clarifier. Typical values of G resulting in lowest values of dispersed primary particles have been found to be in the range of 20 to 70 $sec^{-1}$[6].

Bioflocculation of Mixed Sludges of Different MCRT

Sludges of differernt MCRT were mixed proportionally for 20 min with velocity gradient 160 $sec^{-1}$. After mixing, SVI and COD were measured. The results are in Table 5. When the portion of sludge A is increased 0 to 30%, SVI decreased from 410 to 310 and $COD_p$ removal was increased. $COD_f$ removal was also decreased from 12 to 26%. In the Table $COD_f$ removal was negligible but $COD_p$ removal decreased in case I and remained constant in case II. Daigger et al.[7] reported good relationship between SVI and settling velocity. Generally, increasing settling velocity caused bioflocculation decreases effluent quality . But the efficiency varied by composition and characteristic of sludge in this research condition. This represents that bioflocculation is affected more by sludge characteristic than mixing intensity.

Table 5: RESULTS OF BIOFLOCCULATION

| COMPOSITION | MLSS (mg/l) | SVI | Before Flocculation (mg/l) | | | After Flocculation (mg/l) | | | Removal(%) | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | $COD_t$ | $COD_f$ | $COD_p$ | $COD_t$ | $COD_f$ | $COD_p$ | $COD_f$ | $COD_p$ | Total |
| CASE I | | | | | | | | | | | |
| B | 1100 | 409 | 206 | 127 | | 206 | | | | | |
| 0.1A+0.9B | 1260 | 349 | 190 | 119 | 71 | 147 | 88 | 59 | 26 | 17 | 23 |
| 0.2A+0.8B | 1420 | 309 | 175 | 111 | 64 | 137 | 98 | 39 | 12 | 39 | 22 |
| 0.3A+0.7B | 1580 | 310 | 159 | 104 | 55 | 107 | 78 | 29 | 25 | 87 | 33 |
| A | 2700 | 181 | 49 | | 49 | | | | | | |
| CASE II | | | | | | | | | | | |
| C | 1700 | 100 | 70 | 31 | 39 | 70 | | | | | |
| 0.8C+0.2E | 1810 | 110 | 61 | 30 | 31 | 55 | 28 | 27 | 6 | 10 | 10 |
| 0.7C+0.3E | 1865 | 100 | 57 | 30 | 27 | 46 | 30 | 16 | 0 | 40 | 19 |
| D | 2200 | 200 | 64 | 23 | 41 | 64 | | | | | |
| 0.8D+0.2E | 2210 | 137 | 56 | 24 | 33 | 42 | 25 | 17 | -4 | 47 | 25 |
| 0.7D+0.3E | 2215 | 141 | 53 | 24 | 29 | 38 | 23 | 15 | 4 | 48 | 28 |
| E | 2250 | 100 | 26 | 26 | 0 | 26 | | | | | |

$COD_p$ : Particle COD (mg/l)
$COD_t$ : Total COD (mg/l)
$COD_f$ : Soluble COD (mg/l)
A : MCRT 11 days
B : MCRT 3 days
C : MCRT 4 days, F/M : 1.2 $day^{-1}$
D : MCRT 7 days, F/M : 1.0 $day^{-1}$
E : Semi-continuous MCRT 10 days, F/M : 0.5 $day^{-1}$

Yobs Changes in Modified Process

The objective of the research was to optimize the activates sludge process by dividing one aeration tank into two of high and low growth phases along with flocculation compartment. So $Y_{obs}$ changes must be known to compare the modified system with the conventional system.

In modified A.S. process, $\theta_{ct}$ is defined as follows:

$$\theta_{ct} = \frac{\text{total sludge in two aeration tank}}{\left|\begin{array}{c}\text{sludge wasted daily}\\ \text{from low-growth reactor}\end{array}\right| + \left|\begin{array}{c}\text{sludge wasted daily}\\ \text{from high-growth reactor}\end{array}\right|}$$

Total Yobs in modified system is:

$$Yobs.M = R\ Yobs.L + (1-R)\ Yobs.H$$

where, Yobs.M: cell yield in modified sludge system
Yobs.L: cell yield in low growth phase
Yobs.H: cell yield in high growth phase
R: ratio of low-growth reactor volume to total volume

This value was compared with Yobs.th that is:

$$Yobs.th = A \exp(-B\, O_{ct})$$

where, Yobs.th: theoretical cell observed yield at $O_{ct}$

Simulation was conducted for combination of MCRT 4 days and MCRT 10 days with different A, B coefficient combination of 0.257, 0.074 obtained in this research, 0.406, 0.074 from Sherrad[5] and arbitrary constant 0.602, 0.060. The result in Fig. 4 shows that it is theoretically possible to divide aeration tank into two different growth phases with same sludge yield.

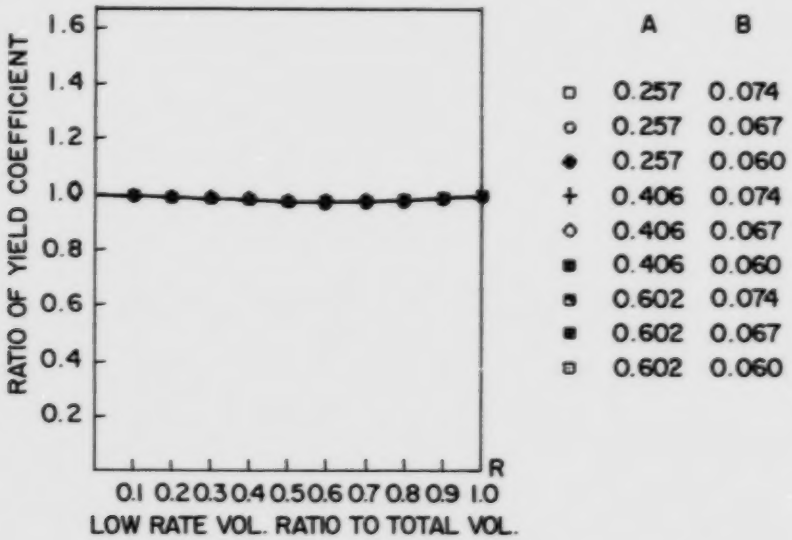



FIGURE 4: RATIO OF YIELD COEFFICIENT OF DOUBLE MCRT SYSTEM TO SINGLE MCRT

Volume Reduction in Modified Process

Modified activated sludge process in this research was compared with activated sludge process for same treatment efficiency by computer simulation with two assumptions; organic substrate decay rate $-ds/dt = kXS$ and biomass yield is a function of MCRT.

With the assumptions, ratio of detention times for modified A.S. to single MCRT system required for the same efficiency was compared for three different efficiencies of flocculator (EOF) obtained from this research. The results are described in Fig. 5.

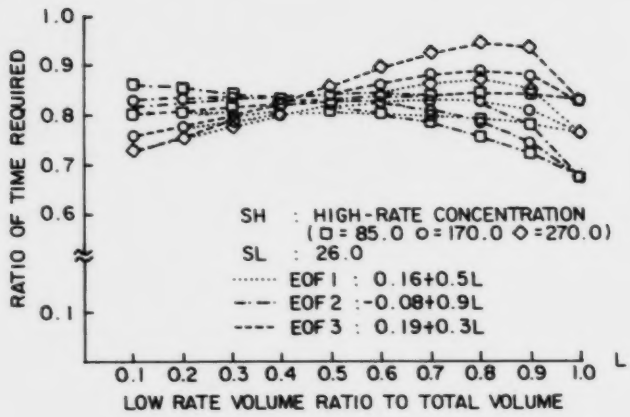



FIGURE 5: RATIO OF TIME REQUIRED TO ACHIEVE SAME TREATMENT EFFICIENCY FOR SYSTEM WITH DOUBLE MCRT AND SINGLE MCRT

## CONCLUSIONS

From the experiment and simulation results, the followings were obtained.

1. $Y_{obs}$ depends on MCRT and specific utilization rate. In this research $Y_{obs}$ at 10 day MCRT was 1.6 times greater than that at 4 day MCRT.

2. As F/M increases, SVI changes with specific characteristics and maximum SVI occur at F/M 1.0. $COD_f$ was nearly constant irrespective of F/M.

3. Mixing intensity affects more on COD than on SVI.

4. Bioflocculation enhanced effluent quality. Considering mixing intensity in this research, characteristics of sludge is thought to be more significant than physical environment.

5. Modified A.S. propsoed in this research can improve the efficiency of activated sludge process.

## REFERENCES

1. Parker, D.S. and Kaufman, W.J., "Physical Conditioning of Activated Sludge Floc." J.WPCF., Vol 44, pp. 1817-1833, (1972).

2. Tenny, M.W. and Stumm, W., "Chemical Flocculation of Microorganisms in Biological Wastewater Treatment", J.WPCF., Vol 37, pp. 1370-1388, (1965).

3. Pavoni, J.L., et al., "Bacterial Exocellular Polymer and Biological Flocculation", J.WPCF, Vol 44, pp. 414-431, (1972).

4. Tenny, M.W. and Verhoff, F.H., "Chemical and Autoflocculation of Microorganisms in Biological Wastewater Treatment", Biotech. and Bioeng., Vol. 15, pp. 1045-1073, (1972).

5. Sherrad, J.H., "Kinetics and Stoichiometry of Completely Mixed Activated Sludge", J.WPCF, Vol. 48, pp. 1968-1975, (1977).

6. Parker, D.S., "Assessment of Secondary Clalification Design Concept", J.WPCF., Vol 55, pp. 349-359, (1983).

7. Diagger, G.T. and Roper, Jr., R.E., "The Relationship Between SVI and Activated Sludge Settling Characteristics", J.WPCF., Vol. 57, pp. 859-866, (1985).

# TRAITEMENT TERTIAIRE DES EAUX USEES DOMESTIQUES PAR MICROALGUES

J.-B. Sérodes et J.J. Waligora
Département de Génie civil, Université Laval
J. de la Noüe
Centre de recherche en nutrition, Université Laval

## INTRODUCTION

Les ions inorganiques azotés ou phosphorés sont suffisamment abondants dans les effluents secondaires des usines d'épuration pour maintenir une eutrophisation accélérée des masses d'eau réceptrices. En rapport avec cette constatation, l'utilisation de microalgues pour le traitement tertiaire des eaux usées a commencé il y a une quarantaine d'années. Depuis ce temps plusieurs études ont prouvé que les microalgues en culture contrôlée, peuvent utiliser totalement les éléments nutritifs en solution qui cessent alors d'être polluants et se transforment en une biomasse énergétiquement intéressante grâce à la photosynthèse (Oswald et Gotaas, 1957; Shelef et al, 1980).

Comme agent épurateur, les microalgues jouent divers rôles comme:

- enlèvement des sels nutritifs ($NH_4^+$, $NO_3^-$, $PO_4^{-3}$) par transformation en une biomasse utilisable;
- augmentation du pH par la photosynthèse ce qui entraîne la précipitation partielle du phosphore (Doran et Boyle, 1979) et l'élimination d'une partie de l'azote ammoniacal par stripping (Regan et McKinney, 1977);
- action bactéricide réduisant la survie des pathogènes (Dor, 1980).

D'autre part, ces organismes présentent un très haut rendement quant à l'utilisation de l'énergie solaire ce qui se traduit par un taux de croissance élevé (Brunel et de la Noüe, 1982) et une productivité quatre fois supérieure à celle du maïs (Matoni et al, 1965. Cette biomasse algale contient de 40 à 60% de protéines et est utilisée pour l'alimentation animale et même humaine (Soeder et Binsack, 1978).

Cette technique de traitement tertiaire est expérimentée depuis quelques années au Québec en laboratoire (de la Noüe et al, 1984; Lavoie, 1985) et sous serre (Pouliot, 1985). Cette dernière étude a prouvé que l'épuration des eaux et la production de biomasse peuvent être fonctionnelles même dans notre climat rigoureux.

Cependant une des grosses difficultés auxquelles les chercheurs ont eu, de tout temps, à faire face est la récupération des algues qui sont des organismes généralement monocellulaires et de très petites dimensions (Oocystis; Chlorella; Scenedesmus). Diverses techniques physico-chimiques ont été expérimentées (filtration, centrifugation, floculation) et même si plusieurs sont efficaces, elles ajoutent une contrainte mécanique et surtout économique lorsqu'on veut opérer une installation à grande échelle. C'est le premier problème auquel nous nous sommes attaqués; il a été résolu en isolant un groupe d'algues filamenteuses qui ont la propriété d'être naturellement biofloculantes.

Par ailleurs, la vitesse d'épuration (prise en charge de l'azote ammoniacal) et la vitesse de production de la biomasse dépendent de plusieurs facteurs primaires dont la lumière, la température de l'eau, la concentration en éléments nutritifs, la biomasse déjà présente et de nombreux autres facteurs (pH, zooplancton, etc.). Le but de ces travaux étant de démontrer la faisabilité du traitement tertiaire par microalgues en conditions naturelles à l'extérieur, aucun contrôle n'a été exercé sur les conditions imposées par les saisons et le climat (lumière, température de l'eau et de l'air, pluie, etc.) ni sur les caractéristiques de l'eau usée (fluctuations des teneurs en éléments nutritifs, présence d'autres algues, de zooplancton, etc.). Les unités de traitements par microalgues ont donc évolué en s'accomodant des caprices de la nature; seuls la biomasse présente, les modes de fonctionnement des bioréacteurs (séquentiel et continu) et les temps de rétention hydraulique ont été contrôlés expérimentalement.

## MATERIEL ET METHODES

Les unités de traitement tertiaire par microalgues étaient installées en bordure des étangs aérés facultatifs de Saint-Etienne de Lauzon à 25 km au sud de Québec. Cette dernière installation comporte trois étangs dont les deux premiers en parallèle se déversent dans le troisième plus grand. Compte tenu de l'augmentation de population de la ville, le temps de rétention actuel dans les étangs n'est que de l'ordre de 14 jours. Ce temps très court pour des étangs explique la forte teneur en azote ammoniacal de l'effluent.

L'eau servant à alimenter les bassins expérimentaux était puisée dans le troisième étang et ses caractéristiques moyennes sont données au tableau 1. En ce qui concerne les analyses des éléments nutritifs ($NH_4^+$ et $PO_4^{-3}$) effectuées dans le cadre de ces travaux, elles étaient d'abord faites sur le terrain à l'aide d'une trousse portative Hach puis reprises en laboratoires sur Technicon suivant les méthodes standards.

Les cultures d'algues étaient réalisées dans les bassins rectangulaires en contreplaqué recouvert d'une peinture spéciale pour piscine et ayant 2,4 m x 1,2 m x 0,6 m (hauteur) comme dimension. La hauteur de liquide était maintenue à 0,3 m ce qui correspond à un volume liquide total de 0,864 $m^3$.

L'homogénéité du liquide était assurée par un système d'injection d'air en fines bulles alimenté à partir du système d'aération des étangs. En plus de permettre aux algues d'avoir fréquemment accès à la lumière, le brassage par air injecté permet d'alimenter les algues en carbone inorganique ($CO_2$) indispensable à leur métabolisme.

Deux types de bioréacteurs ont été expérimentés en parallèle. Le procédé séquentiel consiste à emplir le bassin, attendre un temps variable nécessaire à l'épuisement de l'azote ammoniacal (l'éventuelle prise en charge du nitrate n'a jamais été contrôlée), laisser décanter 20 minutes, vider l'eau surnageante (environ 65% du volume total) remplir à nouveau avec de l'eau de l'étang aéré, repartir l'aération dans le bassin et ainsi de suite. Il n'y a jamais eu de récolte d'algues puisque le principal but de ces premiers travaux était de vérifier la stabilité d'un tel système face à l'adversité des conditions climatiques et non d'établir les critères de design d'une unité axée soit sur l'épuration soit sur la production de microalgues.

TABLEAU 1

CARACTERISTIQUES MOYENNES DES EAUX USEES
SOUMISES AU TRAITEMENT TERTIAIRE
JUILLET - OCTOBRE 1985

| | | |
|---|---|---|
| $NH4^+$ | : | 25,3 ± 1,6 mg/L (exprimé en $NH_3$) |
| $NO_2^- + NO_3^-$ | : | < 1 mg/L (exprimé en N) |
| $P_{dissous}$ | : | 6,3 ± 0,4 mg/L (75% de $P_{total}$) |
| pH | : | 7,7 |
| MES | : | 20 à 30 mg/L |

Dans le cas des bioréacteurs opérés en continu, ils étaient alimentés continuellement par de l'eau brute des étangs à l'aide d'une pompe péristaltique, avec des débits correspondants au temps de rétention hydraulique choisi. Des temps de 11 puis 5,5 jours ont été expérimentés. Le même type de pompe péristaltique que pour l'alimentation en eau était utilisé pour envoyer la suspension d'algues dans un décanteur. Deux types de décanteur (lamellaire et conventionnel) ont été utilisés; à l'aide d'une vanne solénoïde commandée par une minuterie, les algues décantées étaient retournées dans le bassin de culture six fois par jour.

L'ensemble des installations a été opéré à l'extérieur, de juillet jusqu'à la fin octobre 1985. Nous rapportons également dans ce texte quelques résultats obtenus en laboratoire au cours de l'hiver 1985-86.

Les algues utilisées sont un mélange d'algues filamenteuses (Phormidium sp et Hormidiem sp) isolées à partir de cultures systématiques des eaux des diverses installations d'étangs aérés de la région de Québec et prélevées sous la glace durant l'hiver 1984. Depuis maintenant près de deux ans, ce mélange s'est montré très stable quant à sa composition (pas de permutation importante avec d'autres espèces d'algues) et surtout quant à ses propriétés biofloculantes et sa grande aptitude à décanter dans un court laps de temps sans intervention de nature physique ou chimique.

## RESULTATS

### Procédé séquentiel

Ce traitement, commencé avec une biomasse très faible (40 mg/L), a connu une augmentation rapide de celle-ci puisque après deux semaines elle atteignait plus de 600 mg/L, valeur autour de laquelle elle s'est maintenue jusqu'à la fin août (figure 1). Durant ce dernier mois, l'élimination de l'azote ammoniacal s'est maintenue en moyenne à 4,1 ± 0,3 mg $L^{-1}d^{-1}$, soit un taux moyen de 0,7 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues. A cause de l'assimilation du $CO_2$ par photosynthèse, le pH de la culture a oscillé entre 8,2 et 9,2 (moyenne 8,8). A de telles valeurs de pH, une partie importante de l'azote ammoniacal est sous la forme de gaz ammoniac $NH_3$ ce qui signifie qu'environ 20% de l'azote éliminé l'est par entraînement gazeux (stripping) et non par assimilation chez les algues.

Cette culture ayant atteint un plafond dans l'augmentation de la biomasse, nous avons poursuivi les essais durant les mois de septembre et octobre en procédant à une dilution au départ (de 600 à 340 mg/L d'algues). La biomasse a connu dans ce cas aussi une augmentation pour se stabiliser vers 700 mg/L (figure 2). L'élimination qui était de l'ordre de 2,5 mg $L^{-1}d^{-1}$ au début a atteint 3,8 mg $L^{-1}d^{-1}$ à l'équilibre. Cette dernière valeur correspond à un taux de 0,5 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues. Ce taux d'octobre est donc plus faible que celui d'août ce qui est en grande partie dû aux conditions climatiques plus défavorables.

Comme en fait foi la figure 3, les conditions climatiques n'ont pas été spécialement favorables durant l'été et l'automne 1985. Alors qu'il y avait en moyenne de six à dix heures d'insolation par jour (moyennes hebdomadaires) en juillet et août, il n'y en avait plus que trois à sept heures en octobre. En fait, ceci est une façon très imparfaite de mesurer l'influence de la lumière car les algues poussent même en l'absence d'ensoleillement. De son côté, la

température de l'eau a baissé régulièrement à partir du début septembre pour atteindre 6°C lorsque les expériences ont été interrompues à la fin octobre. En comparant les figures 1 et 2 avec les données climatiques de la figure 3, on ne peut que conclure que les cultures d'algues s'accomodent très bien de ces contraintes. Le plafonnement de l'augmentation des biomasses à 600 ou 700 mg/L semble être dû davantage à la limitation de nourriture (N ammoniacal) ainsi qu'à l'accès à la lumière. La baisse du taux d'élimination en octobre (0,5 mg $L^{-1}$ par 100 mg d'algues) par rapport à juillet-août (0,7) est le résultat des influences combinées de la baisse de quantité de lumière disponible et de la baisse des températures de l'eau.

Procédé en continu

Le procédé en continu a été mis en route sur une culture dont la biomasse avait été préalablement augmentée par le procédé séquentiel jusqu'à plus de 600 mg/L (figure 4). Au départ (le 1er août 1985) le temps de rétention hydraulique a été fixé arbitrairement à 11 jours. Comme le montre la figure 4, l'apport en sels nutritifs était alors nettement insuffisant puisque la biomasse a régulièrement décliné pendant 17 jours avant de se stabiliser vers 175 mg/L. Ceci démontre clairement que, toutes autres conditions étant égales par ailleurs, à chaque quantité d'apport nutritif correspond une biomasse d'algues capable de se maintenir de façon stable et durable.

A compter du 23 août 1985, nous avons doublé le débit d'apport d'eau brute de façon à diminuer le temps de rétention à 5,5 jours. Très rapidement, la biomasse s'est mise à augmenter pour se stabiliser vers 480 mg/L dès la fin septembre (figure 5). Compte tenu de l'influence des nombreux facteurs intervenant dans ce procédé biologique, il est impossible de dire si cette biomasse est le maximum que peut permettre ce débit de sels nutritifs ou si le plafonnement n'est pas également imposé par la baisse de lumière et la baisse des températures de l'eau.

Durant cette période de septembre-octobre, l'élimination de l'azote ammoniacal a atteint un rendement moyen de 96% soit une élimination moyenne de 4,4 mg $L^{-1}d^{-1}$. Ceci correspond à un taux moyen de 1,1 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues ce qui est environ le double du taux atteint durant la même période avec le procédé séquentiel (voir figure 2). Les conditions climatiques étant les mêmes dans les deux cas ainsi que l'eau brute utilisée, la grande différence dans les taux d'élimination de l'azote ammoniacal semble être due aux procédés eux-mêmes et à la situation où vivent les algues face à l'apport de nourriture. En effet, dans le procédé séquentiel, il y a alternance entre des périodes où il y abondance de nourriture et des périodes de disette alors que le procédé en continu maintient une quantité de nourriture juste suffisante mais surtout relativement constante. L'absence de fluctuations dans l'apport nutritif a probablement des conséquences favorables du point de vue métabolique et physiologique chez les algues ce qui implique une plus haute performance dans l'épuration.

En ce qui concerne le phosphore dissous, son élémination atteint un rendement de 32% soit en moyenne 0,36 mg $L^{-1}d^{-1}$ pour ce temps de rétention de 5,5 jours. Ceci correspond à un taux moyen de 0,09 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues.

Cette différence dans les rendements entre l'élimination de l'azote et l'élimination du phosphore a été constatée par tous les chercheurs dans le domaine et s'explique principalement par les besoins physiologiques des algues qui sont environ quinze fois moindre en phosphore qu'en azote.

Nous avons vu à travers les résultats qui précèdent que les cultures d'algues ont tendance, au bout d'un certain temps, à plafonner en terme de biomasse et que par ailleurs losque les biomasses sont faibles leur augmentation est importante mais leur vitesse d'élimination des sels nutritifs est plus lente. Ceci illustre bien la difficile compatibilité qu'il ya entre utiliser des eaux usées comme matière première pour produire des algues et utiliser des algues pour épurer tertiairement des eaux usées sans nécessairement produire des algues. Le paragraphe suivant illustre cette dualité.

Influence de la biomasse initiale sur l'épuration et sur la production d'algues

Nous avons réalisé une série d'essais en laboratoire en conditions contrôlées (cultures en "batch", lumière continue et constante, température constante à 16°C, teneur initiale en azote ammoniacal identique pour tous les essais, à 18 mg/L). Chaque essai était commencé avec une biomasse initiale différente allant de 50 à plus de 1000 mg $L^{-1}$ d'algues tandis qu'on mesurait le nombre de jours requis pour arriver à épuisement de l'azote.

Les résultats sont rapportés sur la figure 6 qui montre que le taux d'accroissement de la biomasse est d'autant plus fort que la biomasse initiale est faible. Ce taux tend vers 1 entre 600 et 700 mg/L et peut même devenir négatif (perte de biomasse) pour des biomasses initiales plus élevées. On remarque aussi que le temps requis pour l'élimination complète de l'azote est d'autant plus court que le taux de croissance de la biomasse est faible (ou encore que la biomasse initiale est forte). Il s'agit là d'informations précieuses pour le dimensionnement d'unités axées soit vers l'épuration tertiaire soit vers la production de biomasse

CONCLUSION

Ces résultats sur le traitement tertiaire des effluents secondaires à l'aide de microalgues confirment l'applicabilité de cette biotechnologie solaire même à l'extérieur sous les conditions climatiques rigoureuses du Québec. Les espèces d'algues sélectionnées peuvent travailler aussi bien l'été que l'automne (et probablement aussi le printemps) tant que la température de l'eau se maintient au-dessus du point de congélation. Les cultures s'adaptent bien aux fluctuations de luminosité, de durée du jour et aux précipitations.

Le procédé séquentiel basé sur une alimentation discontinue en eau usée présente une efficacité nettement moindre que le procédé en continu en terme d'élimination de l'azote ammoniacal par unité de biomasse. Les deux systèmes ont montré un plafonnement dans la croissance des biomasses et un taux d'épuration maximal lors de ces périodes, c'est-à-dire lorsque le taux de croissance des algues est à son plus faible. Ceci signifie donc que pour chaque condition opératoire (lumière, température, nourriture, temps de

rétention) il existe pour un type d'algues données, une biomasse optimale où l'épuration est maximale mais la reproduction très faible, voire nulle. Par contre si l'on veut produire de la biomasse et non faire du traitement tertiaire des eaux usées, il faut travailler à des biomasses inférieures à cette valeur optimale.

## REFERENCES


Brunel, L. et J. de la Noüe. (1982). Production de biomasse d'algues par épuration biologique tertiaire d'un effluent urbain. Rapport de recherche, Centre de recherche en nutrition, Université Laval, 76 p.

de la Noüe, J., L. Cloutier-Mantha, P. Walsh et G. Picard. (1984). Influence of agitation and aeration modes on biomass production by Oocystis sp grown on wastewater. Biomass 4: pp. 43-58.

Dor, I. (1980). Effect of the green algae isolated from wastewater on the activity of sewage bacteria. in: Algae Biomass: Production and Use. Elsevier/North Holland, G. Shelef et C.J. Soeder éditeurs, Biomedical Press, Amsterdam, pp. 431-435.

Doran, M. et W. Boyle. (1979). Phosphorus removal in activated algae. Water Resources, 13, p.p. 805-812.

Lavoie, A. (1985). Traitement tertiaire des eaux usées par Scenedesmus Obliguus: Influence de l'état physiologique sur la prise en charge des nutriments et la récolte des biomasses produites. Thèse de doctorat, Université Laval, 148 p.

Matoni, R.H.T., E.C. Keller et H.N. Myrick. (1985). Industrial photosynthesis a mean to a beginning. Bio Sciences, 15, pp. 403-407.

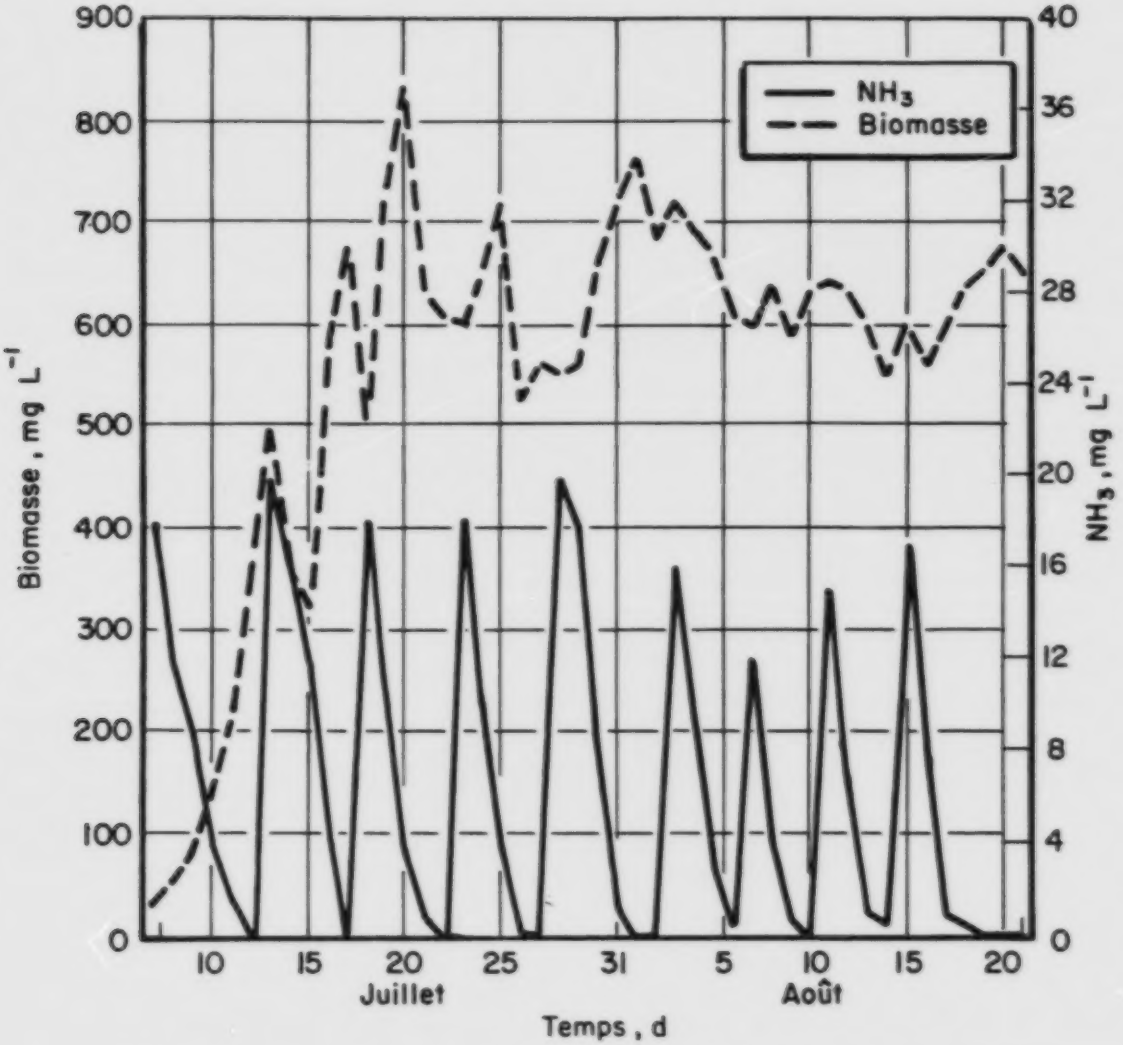
Oswald, W.J. et H.B. Gotaas. (1957). Photosynthesis in sewage treatment. Trans. Am. Soc. Civ. Eng., 122, pp. 73-105.

Pouliot, Y. (1985). Epuration des eaux usées et production de micro-algues: étude de faisabilité. Thèse de maîtrise, Université Laval, 78 p.

Regan, R.W. et R.F. McKinney. (1977). Nitrogen oxidation and removal efficiency using activated algae. Prog. Wat. Tech., 8, pp. 451-466.

Shelef, G., Y. Azov, R. Moraine et G. Oron. (1980). Algal mass production as an integral part of wastewater treatment and reclamation system. in: Algae Biomass: Production and Use. G. Shelef et C. Soeder éd. Elsevier/North Holland, Biomedical Press, Amsterdam, pp. 163-189.

Soeder, C.J. et R. Binsack. (1978). Microalgae for food and feed. Ergebnisse der Limnologie, Stuttgart, 299 p.

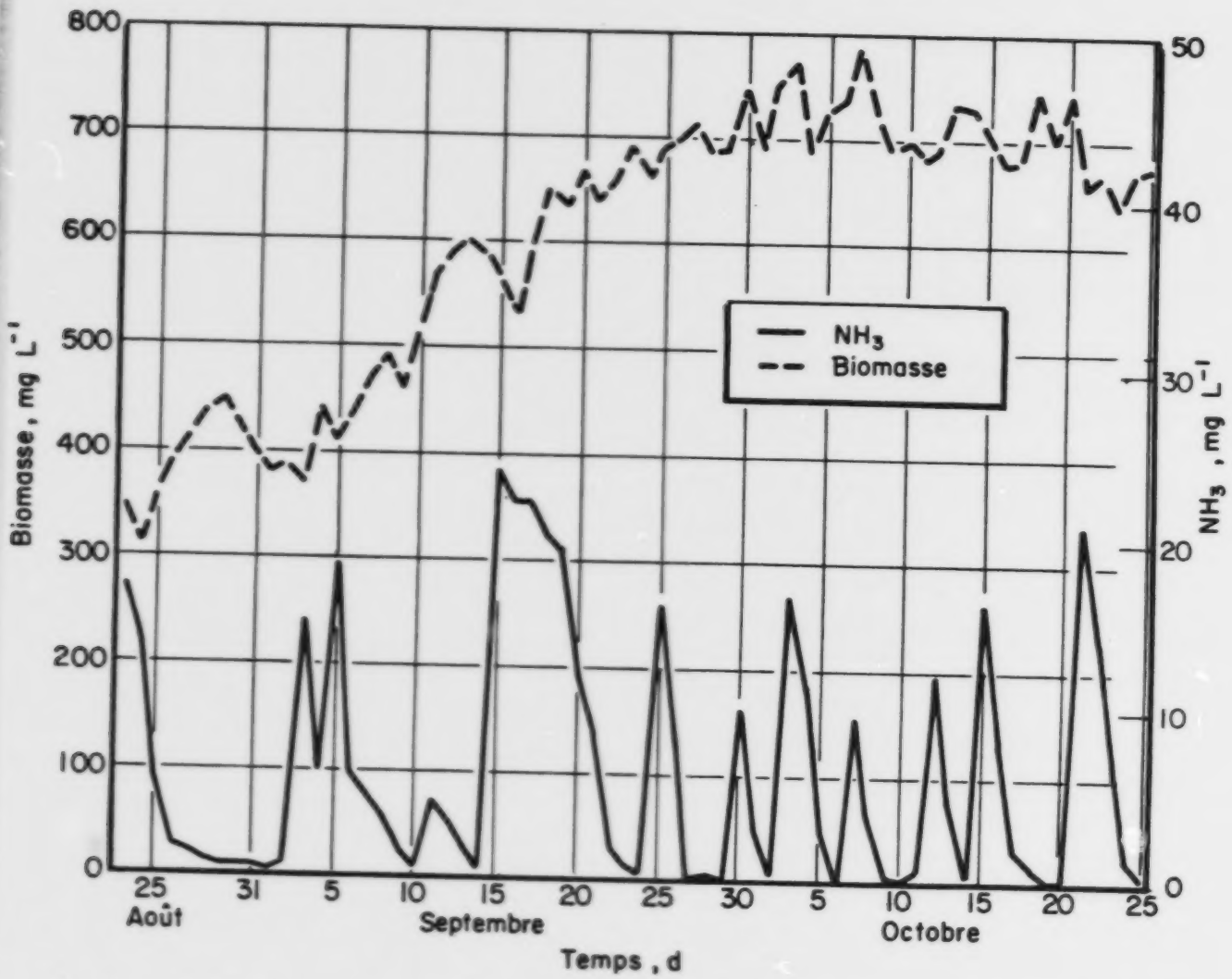



À l'équilibre : élimination moyenne $NH_3$ : $4,1 \pm 0,3$ mg $L^{-1}$ $d^{-1}$
biomasse moyenne : $600 \pm 65$ mg $L^{-1}$

Taux moyen d'élimination de l'azote ammoniacal : 0,7 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues (prise en charge par les algues + stripping)

Élimination moyenne du phosphore dissous : 2,2 mg P $L^{-1}$ $d^{-1}$
Taux moyen d'élimination du $P_{dissous}$ : 0,35 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues

*Fig. 1 - Traitement tertiaire des eaux usées par microalgues. Procédé séquentiel, juillet-août 1985.*




À l'équilibre : élimination moyenne $NH_3$ : 3,8 ± 0,6 mg $L^{-1}$ $d^{-1}$
biomasse moyenne : 717 ± 48 mg $L^{-1}$

Taux moyen d'élimination de l'azote ammoniacal 0,5 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues
(prise en charge par les algues + stripping)

Élimination moyenne du phosphore dissous : 1,7 mg P $L^{-1}$ $d^{-1}$

Taux moyen d'élimination du $P_{dissous}$ : 0,23 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues

*Fig. 2 – Traitement tertiaire des eaux usées par microalgues. Procédé séquentiel, septembre-octobre 1985.*

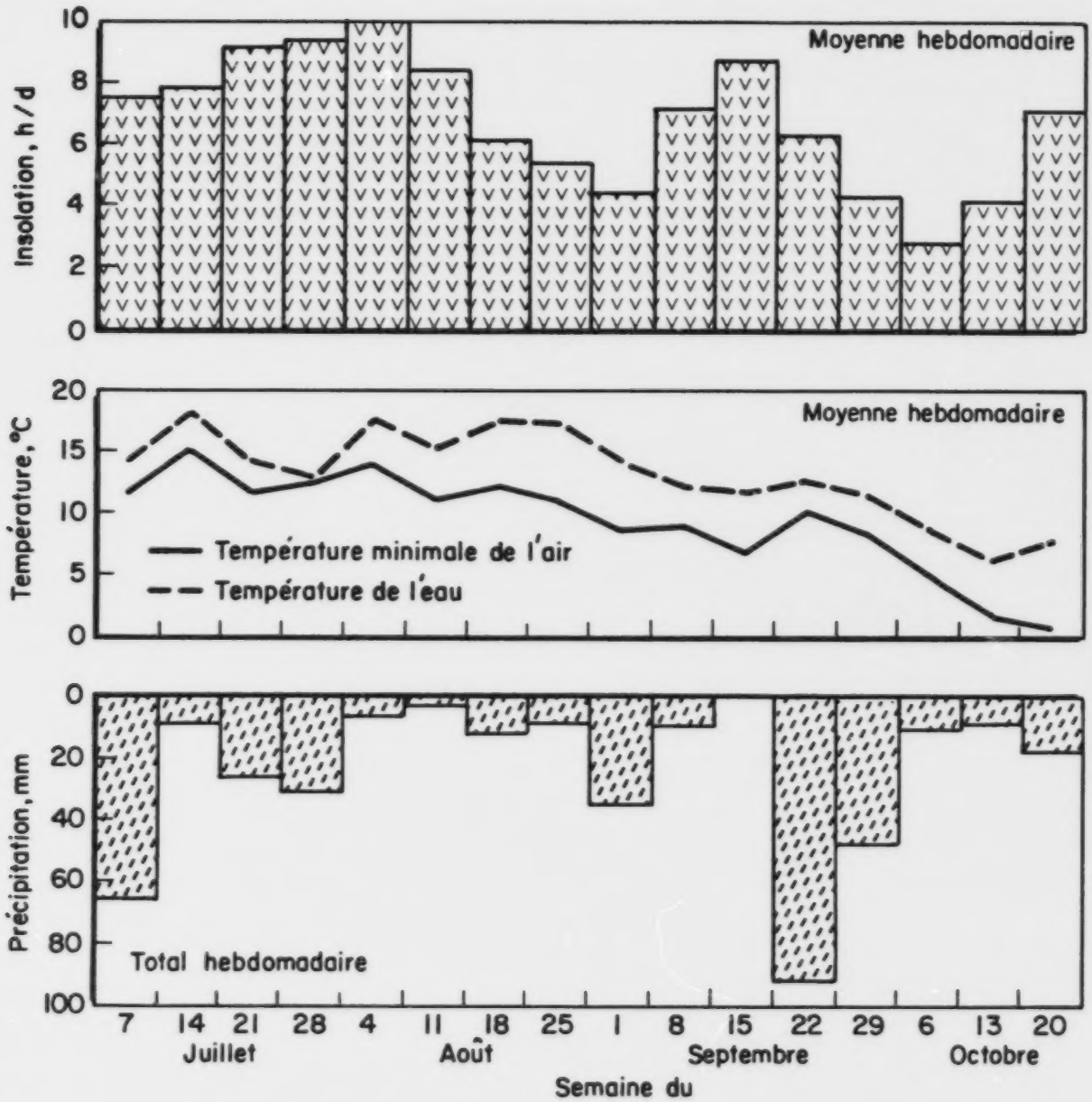



*Fig. 3 – Traitement tertiaire des eaux usées par microalgues. Conditions climatiques, juillet-octobre 1985.*

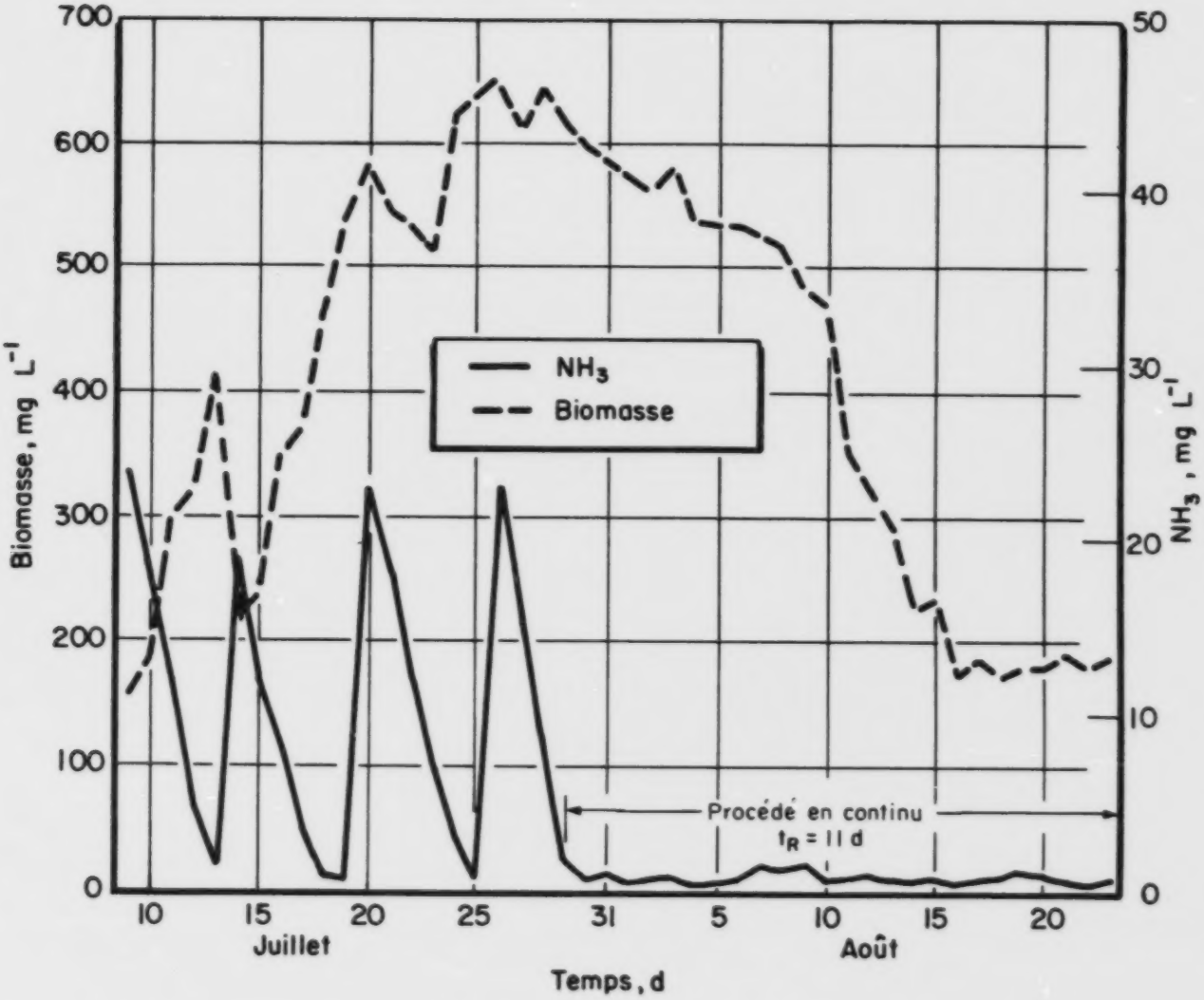
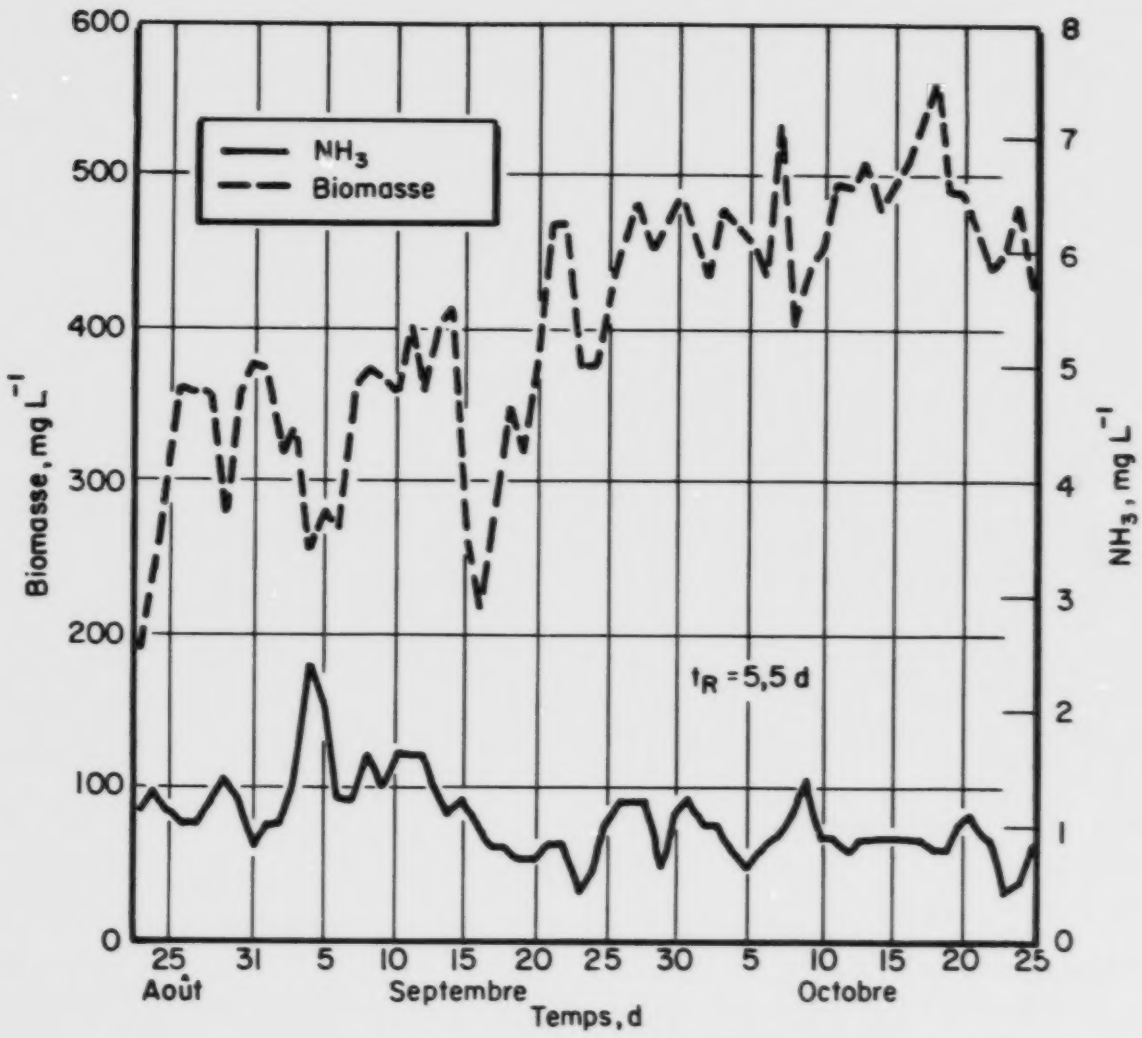


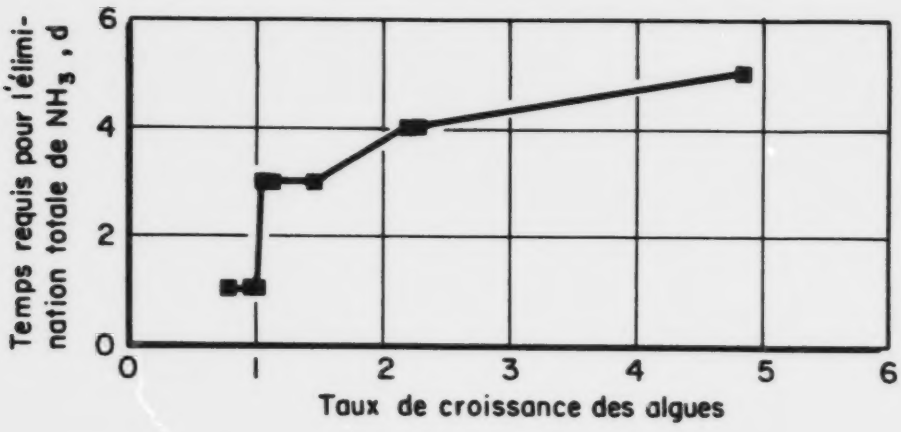

*Fig. 4 – Traitement tertiaire des eaux usées par microalgues. Procédé en continu : $t_R$ = 11 d*

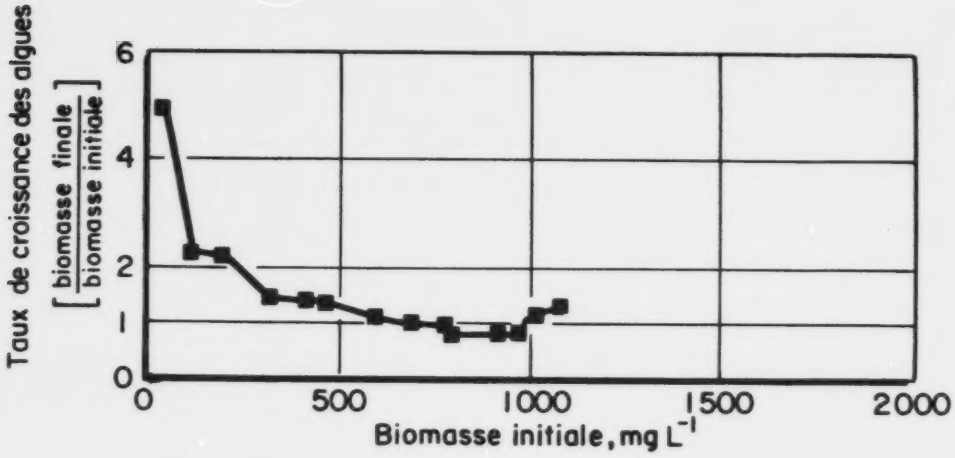



$NH_3$ moyen, eau brute : 25,3 ± 1,6 mg/L
$NH_3$ moyen, effluent : 1,1 ± 0,2 mg/L
Rendement : 96%
Élimination moyenne $NH_3$ : 4,4 mg $L^{-1}$ $d^{-1}$
Taux moyen = 1,1 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues

$P_{dissous}$, eau brute : 6,3 ± 0,4 mg/L
$P_{dissous}$, effluent : 4,3 ± 0,5 mg/L
Rendement : 32%
Élimination moyenne $P_{dissous}$ : 0,36 mg $L^{-1}$ $d^{-1}$
Taux moyen = 0,09 mg $d^{-1}$ par 100 mg d'algues

*Fig. 5 – Traitement tertiaire des eaux usées par microalgues. Procédé en continu : $t_R$ = 5,5 d*




Cultures en "batch"
Lumière continue (24 h) et constante
Température constante : 16 °C
Teneur initiale en $NH_3$ constante : 18 mg $L^{-1}$

*Fig. 6 — Influence de la biomasse d'algues sur l'épuration des eaux usées et sur la production d'algues.*

# FILTRATION OF TREATED WASTEWATER FOR REUSE APPLICATIONS

G. Tchobanoglous, R. Lang, and R. Weinschrott
Department of Civil Engineering, University of California, Davis

## INTRODUCTION

Since 1985, the Department of Civil Engineering at the University of California at Davis (UCD) has conducted a pilot filtration study to evaluate the capability of the Aqua-Aerobic Systems automatic backwash filter (ABF), and the Parkson DynaSand filter (DSF) to meet the wastewater reuse requirements set forth in the Wastewater Reclamation Criteria, Title 22, Division 4, Chapter 3 of the California Administrative Code (hereafter referred to as Title 22).

The primary purpose of the pilot study was to provide adequate data to determine whether effluents produced by the ABF, a traveling-bridge shallow-bed sand filter, and the DFS an upflow deep-bed sand filter are comparable to those produced by a deep-bed filter (DBF) and a dual-medium filter (DMF). Both the DBF and DMF have been determined to be capable of meeting the water reuse requirements specified in Title 22.

Settled secondary effluent from the UCD activated sludge treatment plant was used as the influent to the filters, all of which were operated in parallel. Effluent turbidity was the criterion used to assess filter performance and effluent equivalency. Suspended solids and particle size distribution measurement were also made to document the performance of the filters. The study was conducted in two phases: 1) parallel testing of the filters without chemical coagulant aids, and 2) testing of the ABF and DSF filters with the addition of chemical coagulant aids. The material presented in this paper was abstracted from the full reports prepared to document the performance of the ABF (1) and DSF (2) filters.

## BACKGROUND

As water demands for agricultural, industrial and municipal use increase, wastewater reuse has become more important, especially in water-short areas. In California, water quality and treatment criteria set by the California Department of Health Services (DHS) must be met before treated municipal wastewater can be used.

### Title 22 Wastewater Reuse Requirements

Health effects are of primary concern in the disposal of municipal wastewater. Disinfection by chlorination is routine when treated wastewater is discharged to inland surface waters. While routine chlorination achieves essentially complete destruction of pathogenic bacteria and substantial deactivation of viruses, it does not provide complete virus destruction. Because

viruses have been detected in chlorinated secondary effluent, concern exists about the protection of the health of individuals who may come in contact with the treated wastewater during reuse applications. As a result of this concern, the California DHS has established quality and treatment criteria for wastewater reuse in which human contact may occur. These criteria, along with criteria for other reuse applications, are contained in Title 22 .

Viral monitoring is not specified in Title 22 because 1) viruses usually occur in low concentrations in treated wastewater, 2) their assay requires special expertise, 3) there is a long time delay in obtaining the results because of the involved laboratory procedures, and 4) the analytical costs are high. Instead of imposing measurements of viral concentrations, a tertiary treatment system consisting of chemical coagulation, sedimentation, filtration, and disinfection is specified in the Title 22 criteria where the public may be exposed to the treated wastewater, such as in recreational impoundments. After final filtration, the turbidity of the treated effluent cannot exceed an average operating value of 2 turbidity units and cannot exceed 5 turbidity units more than 5 percent of the time during any 24-hour period.

The rationale for prescribing the above treatment scheme and effluent criteria is that chlorination after this level of treatment should ensure effective virus destruction for the protection of public health. The DHS has allowed the use of direct filtration with chemical addition as an alternative to the complete treatment system specified in Title 22, where it has been demonstrated that the results of the two treatment systems are comparable and meet the appropriate criteria.

## Previous Filtration Studies

Wastewater reuse in California has been slow to develop due, in part, to the high capital and operational costs associated with the treatment scheme prescribed in the Title 22 criteria. Studies at the County Sanitation Districts of Los Angeles County (3), at the Tapia Water Reclamation Facility operated by the Las Virgenes Municipal Water District (4), and at the University of California at Davis (5) have been conducted to evaluate alternative lower cost treatment systems. The results from these studies are summarized below.

**Pomona Virus Study**. The County Sanitation Districts of Los Angeles County conducted the Pomona Virus Study to evaluate less costly alternatives to the complete Title 22 coagulation-sedimentation-filtration- disinfection treatment system. Of the treatment processes tested the least costly system that performed equivalently to the complete Title 22 system, when disinfection was used with a high chlorine residual, involved 1) the addition of 5 mg/L alum and 0.06 mg/L anionic polymer, 2) direct dual-medium filtration at 5 gal/min·ft$^2$ (200 L/min·m$^2$), and 3) two hours of chlorine contact time (theoretical) with a 10 mg/L combined chlorine residual. Based on the results of the Pomona Virus Study, the California DHS has allowed the use of direct filtration with chemical

addition in Title 22 applications.

**Tapia Reclamation Study**. In 1979, a filtration study was conducted at the Tapia Water Reclamation Facility to determine the feasibility of using deep-bed mono-medium filters as an alternative to the dual-medium filter in the tertiary treatment process. In this study, deep-bed filters were determined to be capable of producing an effluent of slightly better quality than that produced by the Pomona dual-medium filter based on turbidity measurements. Based on the results of this study, the California DHS has allowed the use of deep-bed mono-medium filters in direct filtration applications as an alternative to the previously approved dual-medium filter.

**U.C. Davis Study**. During the summer of 1981, the Hydro-Clear pulsed-bed, shallow-depth sand filter was tested at the University of California at Davis in a study similar to the present study to determine the acceptability of the pulsed-bed filter for Title 22 filtration applications in California. Using a pulsed-bed filter, a deep-bed filter, and a dual-medium filter, settled secondary effluent was filtered directly without and with the addition of chemicals. The latter two filters were included in the study for purposes of comparison because both of these filters had been approved previously for Title 22 applications in California. The performance of all three filters was monitored using a continuous turbidity measurement as the control parameter. The pulsed-bed filter ha also been approved by DHS for direct filtration applications based on its performance as compared to the DBF and DMF filters.

## PILOT FACILITIES AND PROCEDURES

Major components of the pilot facilities are 1) influent source and feed system, 2) the test filters, and 3) the filter appurtenances. Special procedures requiring delineation included the length of filter run, polymer testing and selection, and the analysis of turbidity data. A schematic flow diagram for the pilot filters is shown in Figures 1 and 2. The ABF and DSF and the DBF and DMF filters are shown in Figure 3.

### Influent Source and Feed System

Secondary effluent from one of the final clarifiers of the activated sludge process at the UCD Wastewater Treatment plant was used as the influent source for the pilot filtration study. As shown in Figures 1 and 2, the influent was pumped to the filters. The flow to the DBF and DMF filters was controlled with individual Vee notch weirs located inside a flow splitter box (see Figures 1 and 2).

### Test Filters

The test filters are described briefly below. Additional details on the filters and their operation may be found in References 1 and 2.

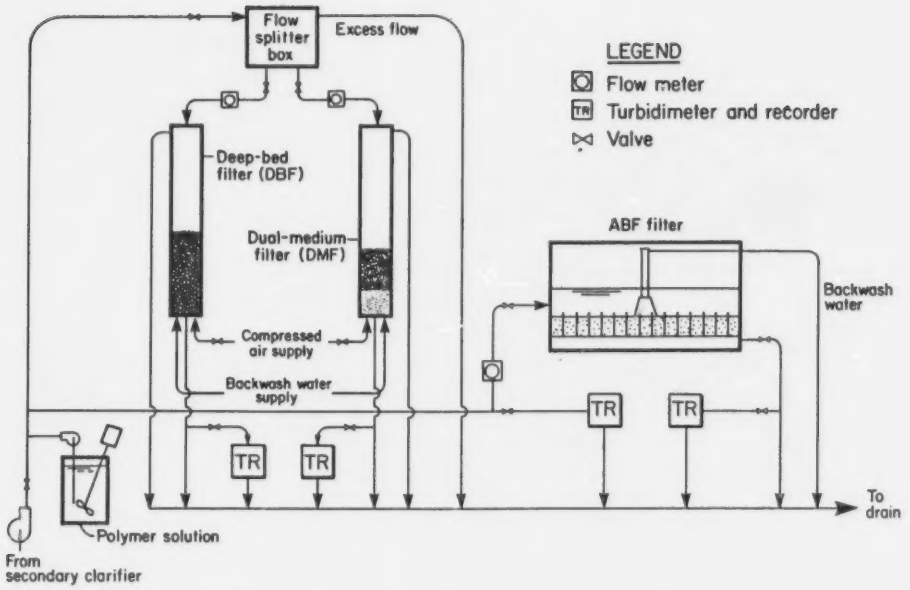



Figure 1
SCHEMATIC FLOWSHEET FOR ABF, DBF, AND DMF FILTERS

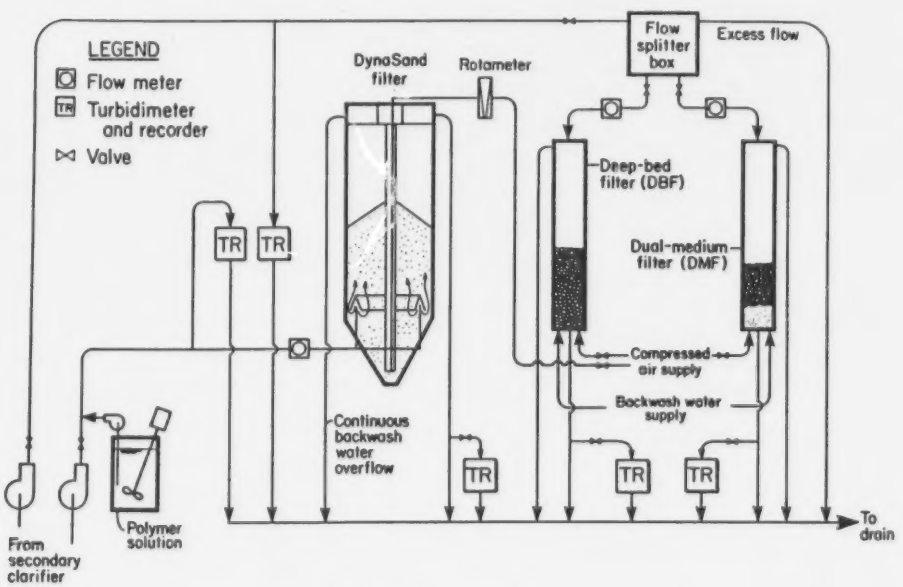



Figure 2
SCHEMATIC FLOWSHEET FOR DSF, DBF, AND DMF FILTERS

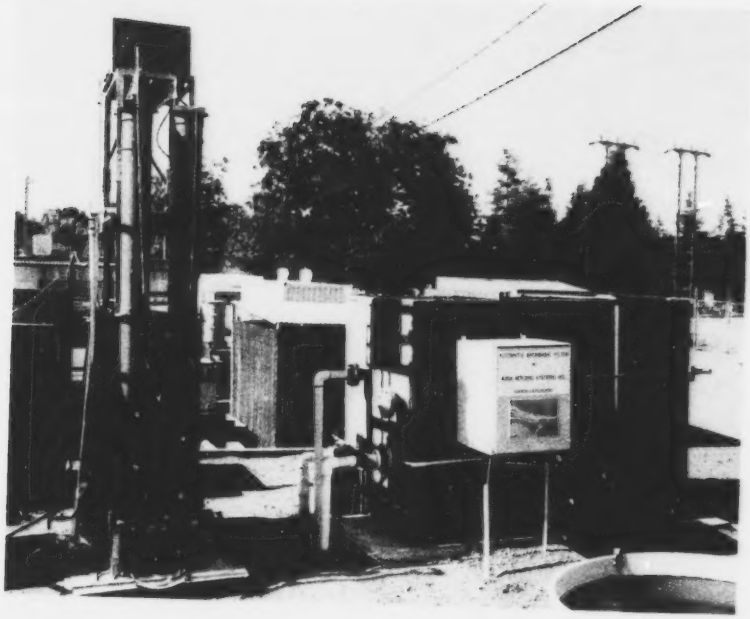


Figure 3
FILTER EQUIPMENT LOCATED AT UCD WASTEWATER TREATMENT PLANT
a) ABF WITH DBF AND DMF FILTERS, b) DSF WITH DBF AND DMF FILTERS

**ABF Filter**. The ABF filter is a continuous, downflow, shallow-bed gravity-flow, granular-medium filter (see Figure 4). The filter bed is divided into a series of 200 mm wide independent filter cells. Backwashing occurs under the hood beneath the traveling carriage. Water is filtered continuously during backwashing. Summary information on the ABF filter is presented in Table 1.

Table 1
SUMMARY INFORMATION ON AQUA-AEROBIC SYSTEMS, INC., ABF FILTER

| Item | Value |
|---|---|
| Filter physical dimensions | |
| Overall outside | |
| Length | 3.0 m |
| Width | 1.8 m |
| Height | 2.1 m |
| Filtration area | |
| Length | 2.4 m |
| Width | 1.2 m |
| Area | 3.0 $m^2$ |
| Individual filter cell | |
| Length | 1.2 m |
| Width | 200 mm |
| Depth | 275 mm |
| Surface area/cell | 0.25 $m^2$ |
| Number of cells | 12 |
| Clearwell | |
| Length | 2.7 m |
| Width | 0.6 m |
| Depth | 0.9 m |
| Volume (less equipment) | 5.0 $m^2$ |
| Filter medium | |
| Type of filter medium | Sand |
| Size | 0.55 mm |
| Uniformity coefficient | 1.5 |
| Depth/cell | 275 mm |
| Filter operation | |
| Nominal flow rates | 242-606 L/min |
| Nominal filtration rates | 80-200 $L/min \cdot m^2$ |
| Terminal headloss | 225-500 mm |
| Backwash rate | 600 $L/min \cdot m^2$ |

**DSF Filter**. The DSF filter is a continuous self-cleaning upflow, deep-bed granular-medium filter. The filter medium is cleaned continuously by recycling the sand internally through an airlift pipe and sand washer (see Figure 5). The regenerated sand is redistributed on top of the bed, allowing for a continuous uninterrupted flow of filtered water and reject water. Summary information on the DSF filter is presented in Table 2.

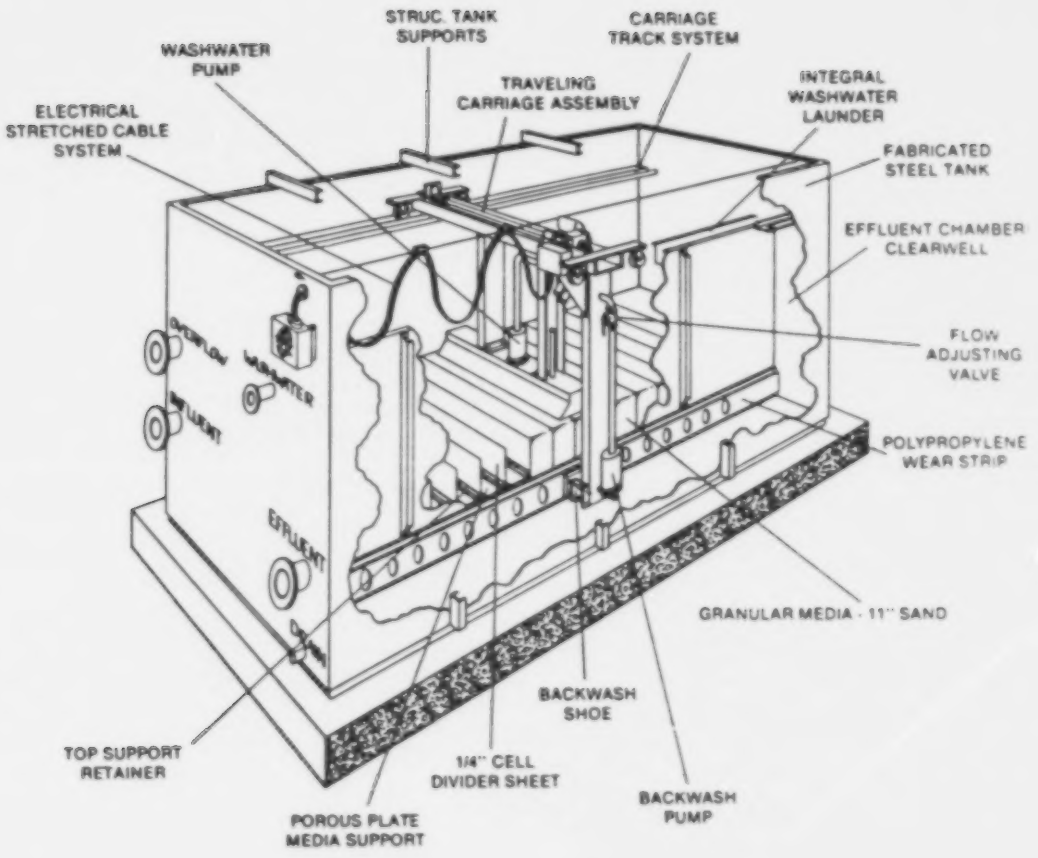



Figure 4
ISOMETRIC VIEW OF ABF FILTER

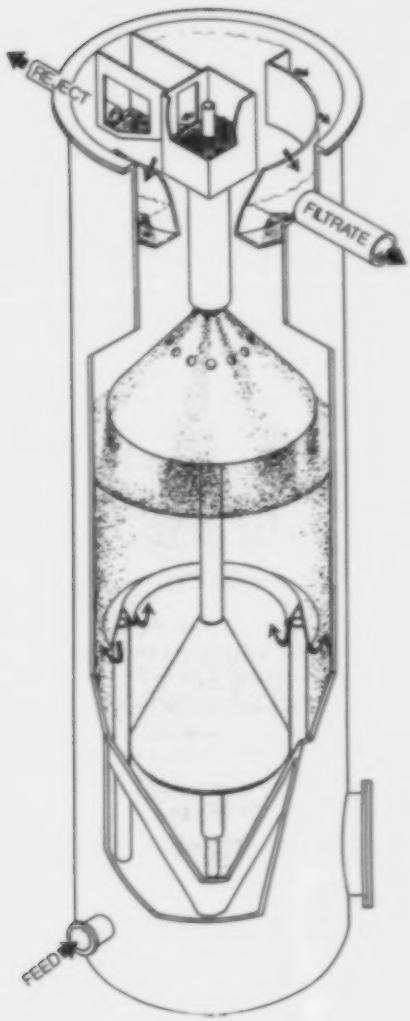



Figure 5
ISOMETRIC VIEW OF DSF FILTER

Table 2
SUMMARY INFORMATION ON PARKSON CORPORATION DSF FILTER

| Item | Value |
|---|---|
| **Filter physical dimensions** | |
| Overall outside | |
| Width | 1.5 m |
| Depth | 1.5 m |
| Height (overall) | 4.6 m |
| Diameter | 1.2 m |
| Inside dimensions | |
| Diameter | 1.1 m |
| Height | 3.7 m |
| Filtration area | 1.0 $m^2$ |
| **Filter medium** | |
| Type of filter medium | Sand |
| Size | ~1.3 mm |
| Uniformity coefficient | 1.5 |
| Depth | ~1.0 m |
| **Filter operation** | |
| Nominal flow rates | 80-400 L/min |
| Nominal filtration rates (upflow) | 80-400 L/min·$m^2$ |
| Pressure drop | 100-300 mm |
| Backwashing | Continuous self-cleaning |
| Air consumption (standard) | 1.1-2.0 $sm^3$/hr |

**DBF And DMF Filters**. Two 200 mm inside diameter gray PVC columns were used for the DBF and DMF filters (see Figure 3). The main body of the columns consisted of two 1.5 m sections flanged together yielding an overall length of 3.0 m. Clear plastic sight tubes were installed in the upper half of each column so that the water level in the columns could be observed. Summary information on the DBF and DMF filters is presented in Table 3.

**Filter Appurtenances**

The principal appurtenances associated with the pilot scale filters included: 1) the turbidity monitoring equipment, 2) headloss monitoring equipment and 3) the chemical feed system. Additional details on these appurtenances may be found in References 1 and 2.

**Turbidity Monitoring Equipment**. Three types of meters were used to monitor turbidity. Hach Low Range Process Turbidimeters (Model 1720 B) equipped with flow-through cells were used to monitor the influent turbidity to the ABF, DBF, and DMF filters and the effluent turbidity from the ABF filter. HF Instruments (a division of Shaban Manufacturing, Inc.) Turbidimeters (Model DRT-200B) were

used to measure the influent and effluent turbidity from the DSF and the effluent turbidity from the DBF and DMF filters.

In addition to the turbidimeters used for the continuous field measurements, a Hach Laboratory Turbidimeter (Model 2100A) was used both to check the field measurements and to develop an independent set of turbidity data.

Table 3
SUMMARY INFORMATION ON THE DBF AND DMF FILTERS

| Item | Value | |
|---|---|---|
| | Deep-bed | Dual-medium |
| Filter physical dimensions | | |
| Overall outside | | |
| Height | 3.0 m | 3.0 m |
| Diameter | 225 mm | 225 mm |
| Inside diameter | 200 mm | 200 mm |
| Filtration area | 0.0325 $m^2$ | 0.0325 $m^2$ |
| Filter medium | | |
| Type of filter medium | Anthracite | Sand, anthracite |
| Size | | |
| Anthracite | 1.5 mm | 1.0 mm |
| Sand | -- | 0.55 mm |
| Uniformity coefficient | | |
| Anthracite | 1.4 | 1.37 |
| Sand | -- | 1.5 |
| Depth | | |
| Anthracite | 1.2 m | 0.6 m |
| Sand | -- | 0.3 m |
| Filter operation | | |
| Nominal flow rates | 2.6-6.8 L/min | 2.6-6.8 L/min |
| Nominal filtration rates | 80-200 L/min.$m^2$ | 80-200 L/min.$m^2$ |
| Terminal headloss | 1.8 m | 2.1 m |
| Backwash rate | | |
| Water | 600 L/min.$m^2$ | 600 L/min.$m^2$ |
| Air | 1.5 $sm^3$/min.$m^2$ | 1.5 $sm^3$/min.$m^2$ |

**Headloss Monitoring Equipment**. The time required to reach terminal headloss in the DBF and DMF filters was monitored using a float switch set in the top of each filter column. When the water level above the filter bed reached the overflow pipe in the top of the filter column, the float switch would turn off a timer started at the beginning of each run.

**Chemical Feed System**. Synthetic organic polymers were used to improve the turbidity removal performance of the ABF and DSF filters when the influent quality deteriorated. The polymer was injected into the filter influent lines.

## Filtration Studies

The filtration studies were conducted in two phases. The first phase involved direct filtration studies without the addition of chemical aids; the second phase involved filtration studies with the addition of chemical aids. Filter runs in which the DBF and DMF filters were operated simultaneously with either or both the ABF and DSF filters were considered complete when both the DBF and DMF filters attained terminal headloss. The DBF and DMF filters were operated to terminal headloss regardless of the value of the effluent turbidity. When only the ABF and DSF filters were operated by themselves, the filter run lengths were typically 24 hours.

## Polymer Testing

A variety of methods have been used to test the effectiveness of polymers to deal with the residual solids found in secondary effluent. Jar testing was developed to study the use of chemicals and chemical aids in the precipitation of the solids found in water. This procedure is not well suited to testing the use of polymers as filter aids. In jar testing, the effectiveness of the chemicals and chemical aids is assessed on the basis of a visible floc. The limit of visibility for most persons (defined as the ability to resolve between objects) is about 150 μm at a viewing distance of 300 mm. Thus, the use of jar tests to assess whether bridged particles less than about 150 μm are formed is useless. As a consequence, when jar tests are used to assess the suitability of a given polymer, the results are distorted by the limitations of the test.

Recognizing the above limitations, field testing was used to assess the effectiveness of the polymers used in this study. The operating dosage was determined by starting at a low value (typically 1.0 mg/L). If the starting dosage had no effect, the dosage was increased until a measureable effect was observed (e.g., the effluent turbidity dropped below 2 NTU). If the starting dosage was effective, then the dosage was decreased until no effect was observed.

## Polymer Selection

Two synthetic organic polymers, Nalco 8102 and Percol 776 were used during the filtration study. Nalco 8102 is classified as a charged liquid cationic polymer with a moderate molecular mass. Its principal action as a coagulant aid is similar to that of alum, in that it lowers the wastewater particle charge to increase particle aggregation. Some interparticle bridging may also occur.

Percol 776 is also a cationic polymer but has a high molecular mass, medium charge, and is shipped in the form of a powder. Percol 776 works in two ways to enhance particle aggregation. Like alum and Nalco 8102, Percol 776 lowers particle charge to enhance coagulation and flocculation. However, because of the molecular mass and long chain structure of Percol 776, interparticle bridging is more important.

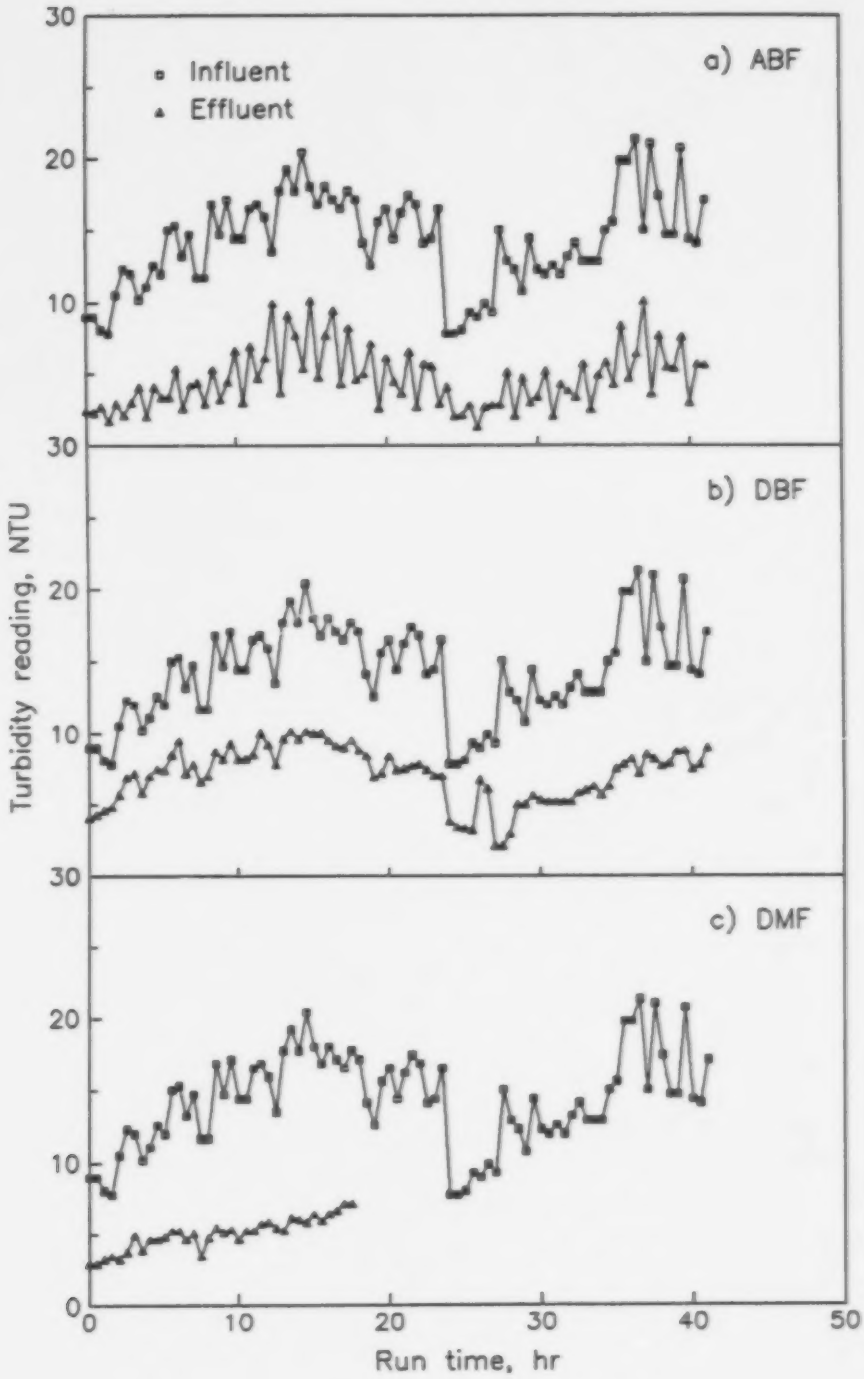



Figure 6
INFLUENT AND EFFLUENT TURBIDITY READINGS VERSUS RUN TIME FOR A TYPICAL RUN (RUN 5) WITHOUT POLYMER ADDITION FOR THE a) ABF, b) DBF, AND c) DMF FILTERS

**Analysis Of Turbidity Data**

Turbidity values for the influent and effluent streams were read off of the continuous strip-chart records at thirty minute intervals. The thirty minute time interval was selected based on a statistical analysis of readings taken at 5, 10, 15, 30, 45, and 60 minute intervals (1, 2). The values were entered into a spread-sheet data file for analysis.

## RESULTS OF FILTRATION STUDY

Results from the two phases of the filtration study are discussed separately in the following discussion.

**Phase 1: Direct Filtration Without Chemical Aids**

In the first phase of the filtration study, the filter performance of the ABF, DSF, DBF, and DMF filters without the addition of chemical aids, was compared.

**Continuous Turbidity Removal**. Typical turbidity removal data for the ABF, DBF, and DMF filters for run 5, are presented graphically in Figure 6. As shown in Figure 6, the run lengths for the DBF and DMF filters were 41.1 and 17.7 hours, respectively. As shown, for the given influent during this test period, the effluent turbidity from all of the filters exceeded 2.0 NTU by a significant amount. Plots of influent and effluent turbidity versus run time were prepared for all of the filter runs for the ABF and DSF filters (1,2).

Table 4
STATISTICAL PARAMETERS FOR FILTER RUN 5[a,b,c]

| Filter | Sample | Range, NTU | | Arithmetic average, NTU | Standard deviation, NTU |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Minimum | Maximum | | |
| ABF/Deep-bed/ Dual-medium | I | 6.6 | 21.7 | 14.3 | 3.3 |
| ABF | E | 1.6 | >10.0[d] | 4.6 | 2.1 |
| Deep-bed | E | 3.6 | >10.0[d] | 7.1 | 1.9 |
| Dual-medium | E | 2.3 | 6.2 | 5.1 | 1.1 |

[a] All statistical parameters are based on the shorter of the two run lengths for the DBF and DMF filters
[b] Minimum and maximum values taken directly from recorder strip charts
[c] Arithmetic average and standard deviation computed using discrete turbidity data taken from recorder strip charts at 30 minute intervals
[d] The effluent turbidity exceeded the maximum setting of the strip chart recorder (10 NTU)

The corresponding statistical data on run 4 for the filter influents and effluents are reported in Table 4. The statistical data reported in Table 4 are based on the shorter of the two run lengths for the DBF and DMF filters. For example, for run 5, the statistical data are based on a run length of 17.7 hours (see Fig. 6). Statistical data for all of the filter runs is also presented in References 1 and 2. It should be noted, however, that all of the run data are used for performance analysis. The relationship between influent and effluent turbidity is considered in detail in the following section.

**Suspended Solids Removal**. During the conduct of the pilot plant filtration studies, samples of influent and effluent were analyzed for suspended solids. Turbidity readings were also taken at the same time the suspended solids samples were taken. The relationship between the suspended solids and turbidity is examined in the following section.

**Distribution of Filtrable Solids**. The distribution of filtrable solids was measured to assess the effect that the filters had on filtrable solids in the influent. Typical data on the distribution of filtrable solids in the influent and effluent streams are presented in Table 5.

### Phase 2: Direct Filtration With Chemical Aids

In the second phase of the filtration study, the performance of the ABF and DSF filter, with the addition of chemical aids, was evaluated. Typical turbidity removal data for run 14 for the ABF filter and run 19 for the DSF filter when operated with the addition of a polymer (Percol 776) are shown in Figure 7. As noted previously, two polymers (Nalco 8192 and Percol 776) were found to be effective as filter aids. Percol 776 was selected for the test runs because of its effectiveness based on field testing, and the low dosage required (typically less than 1.0 mg/L) to achieve an effluent turbidity of less than 2 NTU.

## DISCUSSION OF RESULTS

The purpose of this section is both to analyze and discuss the experimental findings described in the previous section.

### Phase 1: Direct Filtration Without Chemical Aids

The experimental results are discussed with respect to 1) turbidity removal, 2) suspended solids removal, and 3) the distribution of filtrable solids.

**Effluent Versus Influent Turbidity**. To understand how the filters perform subject to varying influent quality, data from all of the experimental runs have been aggregated in one turbidity unit increments and analyzed with respect to 1) the percentage turbidity removal achieved as a function of the influent turbidity and

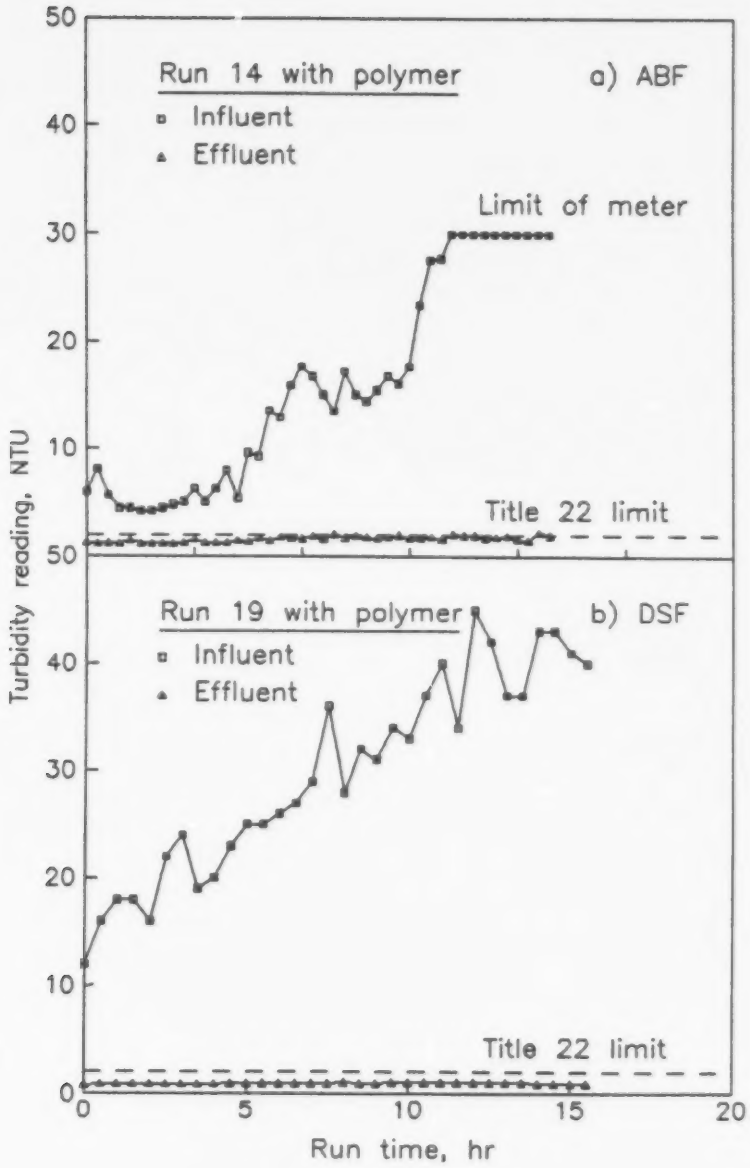



Figure 7
INFLUENT AND EFFLUENT TURBIDITY READINGS VERSUS RUN TIME a) FOR RUN 14 FOR THE ABF FILTER WITH POLYMER ADDITION (0.25 MG/L) AND b) FOR RUN 19 FOR THE DSF FILTER WITH POLYMER ADDITION (1.4 MG/L)

2) the effluent turbidity versus the influent turbidity. Only the latter is considered in this paper.

Table 5
TYPICAL DISTRIBUTION OF FILTRABLE SOLIDS IN SECONDARY EFFLUENT, FILTER INFLUENT, AND FILTER EFFLUENTS (11/02/85)

| Sample | | Suspended solids in mg/L in indicated size range in micrometers | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Location | Type[a] | >0.1 | >1.0 | >0.1 <1.0 | >1.0 <2.0 | >2.0 <3.0 |
| ABF/DBF/DMF | I | 28.0 | 20.4 | 7.6 | - | 1.7 |
| ABF | E | 15.7 | 6.3 | 9.4 | - | 1.1 |
| DBF | E | 11.0 | 8.6 | 2.4 | 1.3 | - |
| DMF | E | 7.7 | 6.8 | 0.9 | - | 1.4 |
| DSF | I | 31.0 | 22.5 | 8.5 | 0.3 | 1.6 |
| DSF | E | 14.3 | 8.9 | 5.4 | 0.5 | 1.3 |

Table 5, Continued

| Sample | | Suspended solids in mg/L in indicated size range in micrometers | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Location | Type[a] | >3.0 <5.0 | >5.0 <8.0 | >8.0 | >8.0 <12.0 | >12.0 |
| ABF/DBF/DMF | I | - | - | - | 2.7 | 16.0 |
| ABF | E | - | 0.3 | 4.9 | - | - |
| DBF | E | - | - | 7.3 | - | - |
| DMF | E | - | - | 5.4 | - | - |
| DSF | I | 0.8 | 0.3 | - | 3.9 | 15.6 |
| DSF | E | 0.1 | 1.0 | 8.0 | - | - |

[a] I = influent, E = effluent

Effluent turbidity values versus the influent turbidity values for the ABF, DSF, DBF, and DMF filters are plotted in Figure 8 for a filtration rate of 200 $L/min \cdot m^2$. Referring to Figure 8, the relationship between effluent and influent quality is readily apparent. If the influent quality to the filters is good (turbidity less than 7 to 10 NTU) the effluent turbidity will typically be less than 2 NTU for the four filters tested.

The effect of the filtration rate on effluent quality was also observed. For all four filters, when the influent turbidity is in the range of 1 to 7 NTU, the average value of the effluent

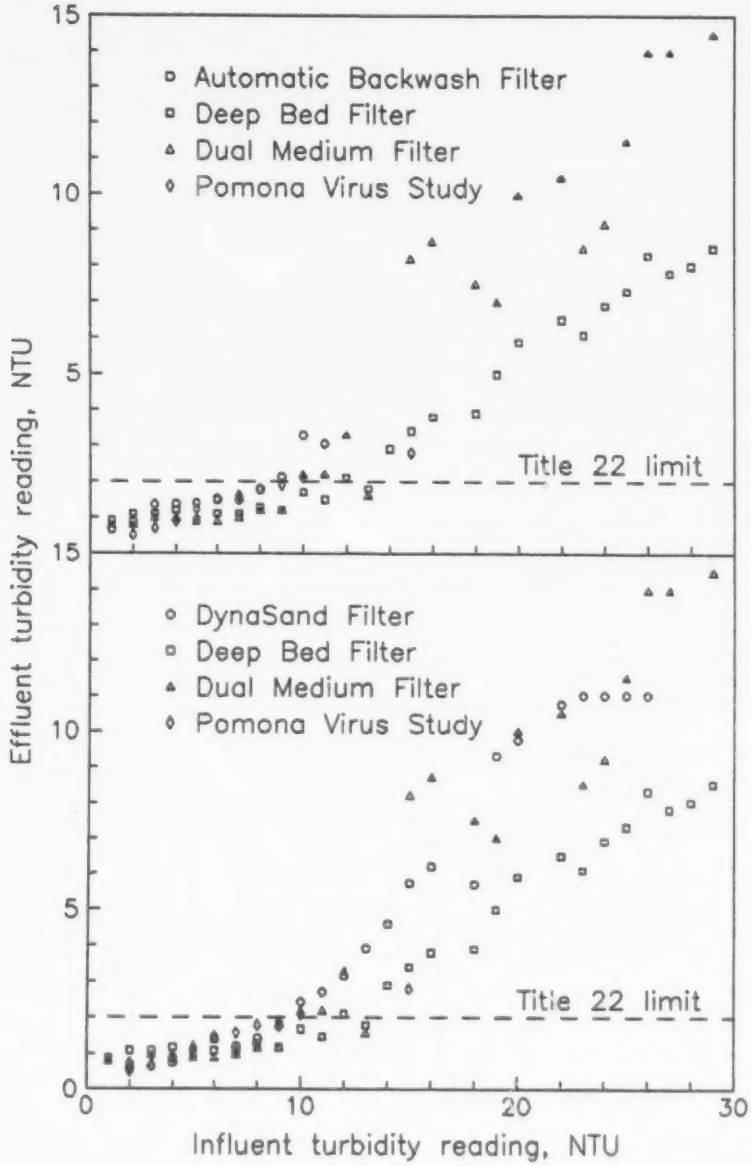



Figure 8
EFFLUENT VERSUS INFLUENT TURBIDITY FOR SEVERAL FILTERS OPERATED AT A FILTRATION RATE OF 200 L/MIN.M$^2$ WITHOUT POLYMER ADDITION

turbidity at a filtration rate of 200 L/min·$m^2$ is less than the average effluent turbidity obtained at a filtration rate of 80 L/min·$m^2$.

**Importance of Effluent Quality**. Based on the results of this and other reclamation studies, the importance of the treatment plant effluent quality cannot be overemphasized. As shown in this present study, when the effluent turbidity increases beyond about 7 to 10 NTU, the effluent quality starts to decrease.

The observation that a high quality effluent is produced when the influent quality is good, is consistent with the results of other Title 22 filtration studies. Frequency distribution data for filter influent and effluent turbidity and suspended solids obtained during the Pomona Virus Study (3) are also plotted in Figure 8. As shown in Figure 8, there is essentially no difference in the results obtained in the Pomona Virus Study and the present study.

The conclusions that can be drawn from the data presented in Figure 8 are extremely significant. The first and perhaps most important is that with a high quality secondary effluent, the types of filters now commonly used will all perform essentially the same with respect to turbidity removal. Although it remains to be shown, there is little reason to believe that the above observation cannot be generalized for all granular medium depth filters. Another conclusion that can be drawn from the data presented in Figure 8 is that comparative testing of filters for turbidity removal is not very meaningful. Comparative testing to assess the distribution of particle sizes in the effluent removed is another matter.

**Suspended Solids Removal**. Suspended solids measurements were taken to determine whether it would be possible to develop a relationship between SS and turbidity that could be used to assess the performance of the filters. The results of a correlation of SS versus laboratory turbidity readings are shown in Figure 9. As shown, there is essentially a linear relationship between SS and turbidity for the UCD treatment plant effluent. Even though the regression line does not pass through the origin, for purposes of comparison, a reasonable estimate is that each unit of turbidity corresponds to 2.3 mg/L of SS. Thus:

$$\text{Suspended solids, mg/L} = 2.3 \times (\text{turbidity, NTU}) \qquad (1)$$

Using the distribution data from the Pomona Virus Study (3), the corresponding relationship is about 2.4 mg/L of SS per unit of turbidity. Based on Equation 1, the Title 22 effluent turbidity limit of 2 NTU corresponds to a SS concentration of approximately 5 mg/L. Whether this quantity of SS is sufficient to provide bacterial shielding is unknown at this time.

**Distribution of Filterable Solids**. As reported previously in Table 5, all of the filters were effective in reducing the influent suspended solids. However, it is interesting to note that

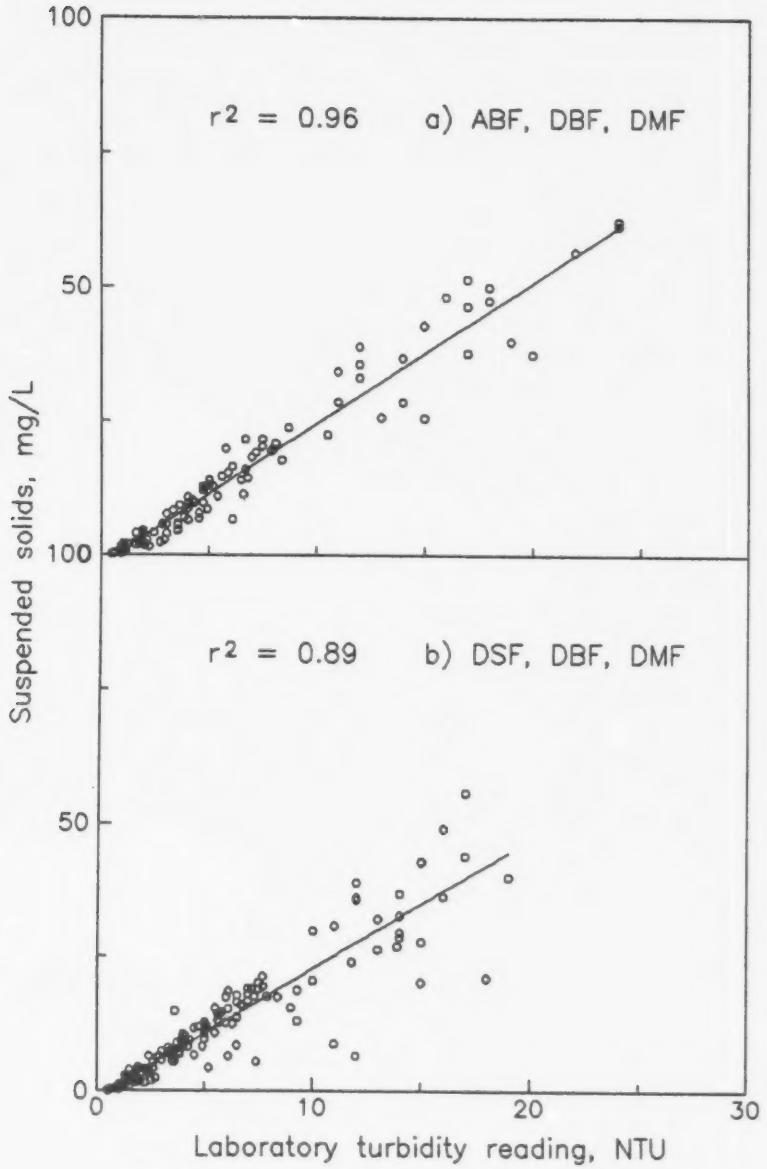



Figure 9
SUSPENDED SOLIDS VERSUS LABORATORY TURBIDITY READINGS FOR FILTER INFLUENTS AND EFFLUENTS a) ABF, DBF, AND DMF FILTERS AND b) DSF, DBF, AND DMF FILTERS

a large fraction of the solids remaining in the effluent from all of the filters were in the larger size range (greater than 8 micrometers). The impact of these solids on bacterial and viral shielding is unknown and was beyond the scope of this study. Nevertheless, it is interesting to speculate whether any benefits might accrue if these solids were removed continuously using chemical aids.

**Phase 2: Direct Filtration With Chemical Aids**

The results of the filtration experiments in which chemical aids were used are presented below. The benefits of turbidity control and alternative turbidity control strategies using chemical aids are also considered.

**Turbidity Removal**. Based on its effectiveness as established by field testing, Percol 776 was the principal chemical aid used in the filtration studies. Aggregated effluent versus the influent turbidity data obtained with the ABF and DSF filters with polymer addition, are plotted in Figure 10 for a filtration rate of 200 $L/min \cdot m^2$. Also plotted in Figure 10 are the corresponding data obtained at a filtration rate of 200 $L/min \cdot m^2$ without chemical addition.

The most striking conclusion that can be drawn from the data reported in Figure 10 is that the effluent quality can be maintained below 2 NTU for influent turbidity values up to 30 NTU. This observation was valid even at higher influent turbidity values. Another conclusion that can be drawn is that because polymer dosages of 0.25 mg/L and 1.0 mg/L were effective with high influent turbidity values, it should be possible to reduce the dosage at intermediate turbidity values and still achieve effective turbidity removal. (Polymer optimization was not a part of this study.)

**Benefits of Continuous Turbidity Control**. The principal benefit of turbidity control using polymer addition is the ability to produce a high quality effluent consistently, regardless of the influent quality. In a reuse setting, the production of a high quality effluent has important aesthetic benefits with respect to public acceptance. Another, perhaps more important, benefit may be the production of an effluent that can be disinfected more effectively and reliably. If it can be demonstrated that polymer addition is effective in the removal of particles that shield bacteria and viruses, then the routine addition of a polymer has some distinct advantages in the protection of public health. Turbidity control strategies are considered further in References 1 and 2.

## CONCLUSIONS

Parallel testing of ABF, DSF, DBF, and DMF filters was performed to determine whether the ABF and DSF filters could be used for tertiary filtration as an alternative to dual-medium and deep-bed filtration, which have been determined to be capable of

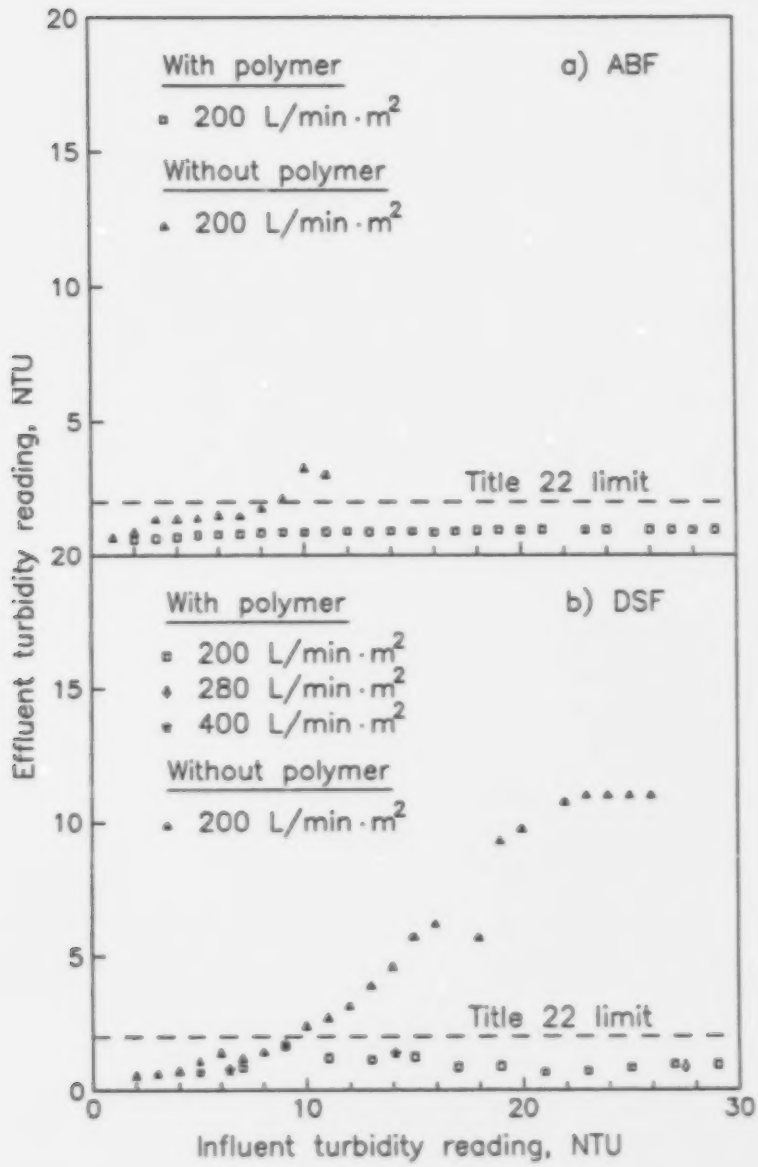



**Figure 10**
**EFFLUENT VERSUS INFLUENT TURBIDITY VALUES OBTAINED AT A FILTRATION RATE OF 200 L/MIN.M$^2$ WITH AND WITHOUT POLYMER ADDITION FOR THE a) ABF FILTER AND b)DSF FILTER**

meeting Title 22 wastewater reuse requirements. Conclusions obtained from the two phases of this study are presented separately.

**Phase 1: Direct Filtration Without Chemical Addition**

Conclusions derived from the first phase of the study that involved the direst filtration of settled secondary effluent without chemical addition are:

1. Given a high quality filter influent (turbidity less than approximately 7 to 10 NTU), the ABF, DSF, DBF, and DMF filters all produced an effluent with an average turbidity of 2 NTU or less.
2. With a high quality influent (turbidity below 7 NTU), the average effluent quality from the ABF, DSF, DBF, and DMF filters was indistinguishable.
3. When the influent turbidity was greater than about 7 to 10 NTU, chemical addition was required with all four filters to produce an effluent with an average turbidity of 2 NTU or less.
4. Based on the results of the filtration studies presented in this report, the conduct of additional side-by-side comparative filtration studies where turbidity removal is used as the performance criterion, is of limited value.

**Phase 2: Direct Filtration With Chemical Addition**

Conclusions derived from the second phase of the study that involved the direct filtration of settled secondary effluent with chemical addition are:

1. Using a low polymer dosage it was possible to produce with the ABF and DSF filters, an effluent with an average turbidity of less than 2.0 NTU consistently and reliably with influent turbidities varying from about 3 to more than 30 NTU at a filtration rate of 200 $L/min \cdot m^2$.
2. Two major control strategies can be used to meet the Title 22 effluent quality requirements. In the first, the effluent quality is never allowed to go above a value of 2 NTU. In the second, the average effluent quality is maintained at 2 NTU or less.

**REFERENCES**

1. Lang, R., B. Weinschrott, and G. Tchobanoglous, "Evaluation of the Aqua-Aerobic Automatic Backwash Filter For Wastewater Reclamation in California," Department of Civil Engineering, University of California, Davis, Davis, CA, July, 1986.

2. Weinschrott, B. and G. Tchobanoglous, "Evaluation of the Parkson DynaSand Filter For Wastewater Reclamation in California," Department of Civil Engineering, University of California, Davis, Davis, CA, July, 1986.

3. "Pomona Virus Study," County Sanitation Districts of Los Angeles County, Whittier, CA, June, 1977.

4. Montgomery, J.M., Consulting Engineers, Inc., "Pilot Filtrat'. Studies at the Tapia Water Reclamation Facility," Pasadena, CA, September, 1979.

5. Matsumoto, M.R. and G. Tchobanoglous, "Evaluation of the Pulsed-Bed Filter For Wastewater Reclamation in California," Department of Civil Engineering, University of California, Davis, Davis, CA, November, 1981.

TITLE: CAPDET-PC: COMPUTER ASSISTED DESIGN OF WASTEWATER TREATMENT FACILITIES

AUTHOR: McMaster University
Gilles Patry

RESUME

Paper Unavailable at Time of Printing

# BIOBAC: UN OUTIL POUR LA SIMULATION DES BIOREACTEURS

Marc-André Desjardins[1], Yvon Béland[2] et François Brière[3]
1: ing. jr, Département de génie civil,
Ecole Polytechnique, Montréal (Québec)
2: ing., Direction de l'assainissement urbain,
Ministère de l'Environnement du Québec (Québec)
3: ing., Département de génie civil,
Ecole Polytechnique, Montréal (Québec)

## 1. INTRODUCTION

BIOBAC est un logiciel de simulation de bioréacteurs à boues activées de type complètement mélangé conçu pour être utilisé sur un micro-ordinateur IBM-PC (ou compatible). Ce programme a été développé en collaboration avec le ministère de l'Environnement du Québec à partir d'un logiciel conçu au ministère et qui a fait l'objet d'une publication récente (Béland, 1984).

Le logiciel BIOBAC est un outil à double vocation: il permet d'assister l'ingénieur pour la conception de nouveaux bioréacteurs et sert à la vérification du comportement de bioréacteurs existants. Le calcul du volume du(des) bassin(s) d'aération est basé sur la détermination de la biomasse biodégradable pouvant être générée pour les conditions d'alimentation définies et sur le maintien d'une concentration donnée de cette biomasse dans la liqueur mixte. Cette méthode fondée sur un modèle cinétique est sans aucun doute préférable à l'utilisation de rapports "F/M" (substrat nutritif/masse biologique) et de temps de résidence hydraulique dont les valeurs sont trouvées dans la littérature en fonction du type de procédé choisi (conventionnel, forte charge, aération prolongée, etc.). En effet, l'emploi de ces paramètres ne permet pas de tenir compte des phénomènes biologiques impliqués et conduit souvent à la conception de bioréacteurs difficiles à opérer sinon inopérables.

## 2. MODELE CINETIQUE ET BILANS DE MASSE DYNAMIQUES

### 2.1 Modèle cinétique

Le modèle cinétique utilisé à l'intérieur du logiciel BIOBAC est celui qui a été proposé par Eckenfelder (1980) pour les bioréacteurs à boues activées de type complètement mélangé. En vertu de ce modèle, la production quotidienne de matières volatiles en suspension (MVES) dans un bioréacteur (vu comme l'ensemble formé du(des) bassin(s) d'aération et du (des) décanteur(s) secondaire(s) en plus des conduites et/ou canaux reliant ces unités) à l'équilibre peut être évaluée au moyen de l'expression suivante:

$$\Delta M_{MVES} = f\, F_{MVESo} + Y\, S_R - b_T\, x_d\, M_{MVES} \qquad (1)$$

où $\Delta M_{MVES}$: production quotidienne de MVES (kg/d);
$f$ : fraction non biodégradable des MVES à l'affluent du bioréacteur;
$F_{MVESo}$: charge des MVES à l'affluent du bioréacteur (kg/d);
$Y$ : coefficient de biomasse (kg MVES/kg $DBO_5$);
$S_R$ : charge de substrat enlevée (kg $DBO_5$/d);
$b_T$ : taux de diminution spécifique de la biomasse à T°C ($d^{-1}$);

$x_d$ : fraction biodégradable des MVES dans le bioréacteur;
$M_{MVES}$ : masse des MVES dans le bioréacteur (kg).

Dans un bioréacteur à l'équilibre, la production quotidienne de MVES est égale à la quantité de MVES purgée chaque jour. La purge à laquelle on réfère ici comprend l'extraction volontaire de boues ainsi que la perte involontaire de MVES à l'effluent du bioréacteur. Le rapport de la masse des MVES dans le bioréacteur sur la quantité de MVES purgée chaque jour correspond au temps moyen de rétention des solides c'est-à-dire à l'âge des boues noté $\theta_c$. Ce paramètre est d'une grande importance étant donné qu'il permet de contrôler la masse contenue dans le bioréacteur en agissant sur la purge effectuée et en fixant l'importance plus ou moins grande de celle-ci.

L'équation 1 fait intervenir deux coefficients cinétiques: le coefficient de biomasse, noté Y, et le taux de diminution spécifique de la biomasse (à la température T), noté $b_T$. A l'intérieur du logiciel BIOBAC, le coefficient de biomasse est considéré indépendant de l'âge des boues. Toutefois, cette hypothèse n'est pas vérifiée expérimentalement et il appartient à l'utilisateur de juger de la pertinence des combinaisons Y - $\theta_c$ utilisées. Le taux de diminution spécifique de la biomasse est également considéré indépendant de l'âge des boues. De fait, c'est la diminution de la fraction biodégradable des MVES dans le bioréacteur qui expliquerait la diminution du coefficient de respiration endogène $k_d$ avec l'augmentation de $\theta_c$. Rappelons que le coefficient $k_d$, utilisé dans le modèle de Lawrence et McCarty (1970), peut s'exprimer comme le produit de la fraction $x_d$ et du coefficient b.

## 2.2 Bilans de masse dynamiques

Afin d'étudier l'évolution transitoire de la masse dans un bioréacteur, il est nécessaire de recourir à l'utilisation de bilans de masse dynamiques. Ces bilans permettent de tenir compte des conditions de fonctionnement antérieures. Il est bien connu en effet, que l'histoire d'un bioréacteur influence fortement ses réactions aux conditions présentes. Ceci est à la base de nombreuses stratégies d'opération comme celle qui consiste à augmenter la biomasse durant l'hiver (en limitant la purge) de façon à mieux traverser le printemps. Le logiciel BIOBAC fait appel à trois bilans distincts: un bilan en MVES biodégradables, un bilan en MVES non biodégradables et enfin, un bilan en MIES (matières inorganiques en suspension). Ces bilans s'expriment comme suit:

1. MVES biodégradables

$$MR_{MVESbio} = M_{MVESbio} + x'_d\, Y\, Q_o\, (S_o - S_{e\ sol})/1000 - b_T\, M_{MVESbio} - M_{MVESbio}/\theta_c \qquad (2)$$

où $MR_{MVESbio}$: masse résultante (après un jour) des MVES biodégradables dans le bioréacteur (kg);
$M_{MVESbio}$ : masse initiale des MVES biodégradables dans le bioréacteur (kg);
$x'_d$ : fraction biodégradable de la biomasse nouvellement générée (valeur utilisée: 0,80);
$Q_o$ : débit à l'affluent du bioréacteur ($m^3/d$);

$S_o$ : concentration du substrat à l'affluent du bioréacteur (mg $DBO_5$ totale/L);
$S_{e\ sol}$ : concentration du substrat soluble à l'effluent du bioréacteur (mg $DBO_5$ soluble/L);
$\theta_c$ : âge des boues (d).

2. MVES non biodégradables

$$MR_{MVESnbio} = M_{MVESnbio} + f\ F_{MVESo} + x'_n\ Y\ Q_o\ (S_o - S_{e\ sol})/1000 - M_{MVESnbio}/\theta_c \quad (3)$$

où $MR_{MVESnbio}$: masse résultante (après un jour) des MVES non biodégradables dans le bioréacteur (kg);
$M_{MVESnbio}$ : masse initiale des MVES non biodégradables dans le bioréacteur (kg);
$x'_n$ : fraction non biodégradable de la biomasse nouvellement générée ($x'_n = 1 - x'_d$).

3. MIES

$$MR_{MIES} = M_{MIES} + F_{MIESo} + F_{CHIM} - M_{MIES}/\theta_c \quad (4)$$

où $MR_{MIES}$: masse résultante (après un jour) des MIES dans le bioréacteur (kg);
$M_{MIES}$ : masse initiale des MIES dans le bioréacteur (kg);
$F_{MIESo}$: charge des MIES à l'affluent du bioréacteur (kg/d);
$F_{CHIM}$ : charge des MIES générée par l'addition de réactifs chimiques dans le bioréacteur (kg/d).

Lorsque le bioréacteur est en équilibre, les égalités suivantes sont alors vérifiées:

$$MR_{MVESbio} = M_{MVESbio} \quad (5)$$

$$MR_{MVESnbio} = M_{MVESnbio} \quad (6)$$

$$MR_{MIES} = M_{MIES} \quad (7)$$

La concentration en $DBO_5$ soluble à l'effluent du bioréacteur ($S_{e\ sol}$) est évaluée en utilisant la relation suivante:

$$S_{e\ sol} = S_e - 1{,}42\ x_{d\ e}\ X_{MVESe}/r_{DBO} \quad (8)$$

où $S_e$ : concentration du substrat à l'effluent du bioréacteur (mg $DBO_5$ totale/L);
$x_{d\,e}$ : fraction biodégradable des MVES à l'effluent du bioréacteur;
$X_{MVES_e}$: concentration des MVES à l'effluent du bioréacteur (mg/L);
$r_{DBO}$ : rapport DBO ultime/$DBO_5$ (valeur usuelle: 1,47).

L'addition de réactifs chimiques dans le bioréacteur dans le but d'enlever le phosphore génère des boues chimiques (inorganiques) dont il faut tenir compte à l'intérieur du bilan en MIES (équation 4). Les réactifs les plus utilisés à cette fin sont l'alun et le chlorure ferrique. La charge des MIES associée aux boues chimiques, notée $F_{CHIM}$, est calculée au moyen des équations présentées par Côté et Boisselle (1982).

## 3. DESCRIPTION DU LOGICIEL

Les principales caractéristiques du logiciel BIOBAC sont les suivantes:

- entièrement compilé;
- une méthode de calcul basée uniquement sur des bilans de masse et s'appuyant sur le modèle cinétique d'Eckenfelder (1980);
- un menu comprenant 10 options avec la possibilité de simulation de bioréacteurs isolés ou intégrés au sein d'une usine;
- un choix de deux formes d'échelle de temps pour les simulations (arbitraire ou basée sur le calendrier);
- une structure d'entrée des données interactive rendant possible toutes les corrections voulues;
- 5 types de conditions particulières permettant notamment de modifier les conditions d'alimentation et d'intervenir sur l'opération du système simulé pour des périodes de durées variables;
- un grand nombre d'options d'impressions et la possibilité de produire des graphiques des résultats obtenus;
- enfin, une mémoire continue permettant de préserver les données utilisées.

Le menu du logiciel comporte deux blocs principaux: le bloc A - CALCULS PRELIMINAIRES et le bloc B - SIMULATION DYNAMIQUE. Le bloc A comprend 6 options qui permettent successivement de:

1) calculer les conditions d'alimentation à l'entrée du bioréacteur;
2) calculer le volume du(des) bassin(s) d'aération;
3) calculer l'âge des boues à l'équilibre;
4) calculer les concentrations à l'équilibre de la liqueur mixte;

et de vérifier les conditions à l'équilibre pour différentes combinaisons des coefficients cinétiques (Y et b)

5) sans contraintes opérationnelles;
6) avec contraintes opérationnelles.

Tous ces calculs sont effectués en considérant que le bioréacteur est à l'équilibre.

Le bloc B comporte pour sa part 4 options (numérotées de 7 à 10) qui permettent d'effectuer une simulation dynamique:
d'un bioréacteur isolé:
7) sans contraintes opérationnelles;
8) avec contraintes opérationnelles;

ou d'un bioréacteur en usine:
9) sans contraintes opérationnelles;
10) avec contraintes opérationnelles.

A l'intérieur des options 7 à 10, le bioréacteur n'est plus considéré à l'équilibre d'où l'utilisation des bilans de masse dynamiques présentés aux équations 2, 3 et 4 afin de suivre l'évolution transitoire de la masse dans le bioréacteur.

Les données requises et les résultats produits pour chacune des 10 options sont présentés dans le manuel d'utilisation du logiciel (Desjardins, 1986). Le tableau 1 fournit la liste des contraintes opérationnelles considérées à l'intérieur des options 6, 8 et 10. Des valeurs par défaut sont assignées à chacune de ces contraintes à l'exception des valeurs minimale et maximale du débit de recirculation des boues qui doivent être spécifiées par l'utilisateur. La figure 1 présente le système simulé à l'intérieur des options 9 et 10. Ce système, constitué d'une chaîne liquide et d'une chaîne solide, comporte 16 noeuds (dont 4 noeuds doubles au début de la chaîne solide) où sont effectués des bilans hydrauliques et des bilans de masse en MES et en $DBO_5$.

Les blocs de traitement considérés à l'intérieur de la chaîne solide sont au nombre de quatre:

1. bloc épaississement;
2. bloc digestion;
3. bloc conditionnement;
4. bloc déshydratation.

TABLEAU 1 - Liste des contraintes opérationnelles.

| |
|---|
| Concentrations de la liqueur mixte (mg/L): |
| valeur minimale (MVESbio) (valeur par défaut: 500 mg/L); |
| valeur maximale (MES) (valeur par défaut: 7500 mg/L). |
| Concentration maximale des boues recirculées (mg/L) (MES) (valeur par défaut: 10000 mg/L). |
| Age des boues (d): |
| valeur minimale (valeur par défaut: 5 jours); |
| valeur maximale (valeur par défaut: 60 jours). |
| Débit de recirculation des boues ($m^3/d$): |
| valeur minimale; |
| valeur maximale. |

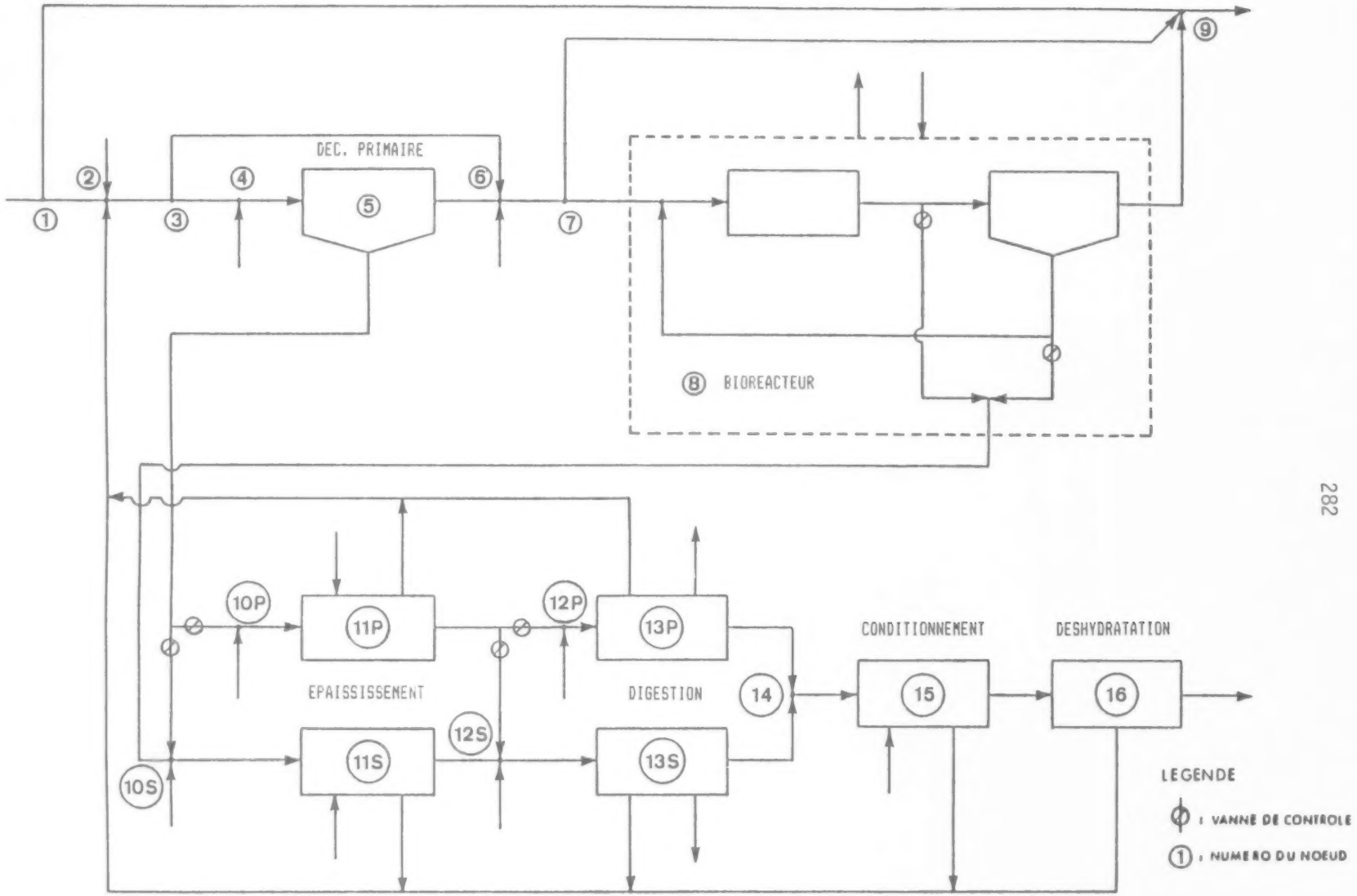



FIGURE 1 - Système simulé à l'intérieur des options 9 et 10.

Dans le cas où les eaux brutes subissent une décantation entraînant la production de boues primaires et selon la position du point de mélange de ces boues avec les boues secondaires, les blocs 1 et 2 (épaississement et digestion) peuvent se diviser en sous-blocs permettant de traiter séparément les deux types de boues. Trois points de mélange sont possibles. Ces points précèdent respectivement les blocs de traitement 1, 2 et 3. A noter que tous les blocs de traitement sont facultatifs.

## 4. APPLICATION NUMERIQUE

Pour les fins de cette application numérique, on a considéré le cas fictif d'un secteur formé de 3 bassins distincts desservis par la même usine d'épuration. Le bassin no 1 abrite la municipalité A dont la population est de 3200 personnes. La seule industrie d'importance au sein de ce bassin est une conserverie opérant 5 jours par semaine, du 1er août au 31 octobre. Le bassin no 2 abrite la municipalité B d'une population de 800 personnes. Ce bassin ne comporte aucune industrie. Le bassin no 3, de nature strictement industrielle, abrite une fromagerie en opération 5 jours par semaine, 11 mois par année (la fromagerie ne produit aucun rejet en juillet). Le tableau 2 résume les caractéristiques des rejets associés à chacun de ces bassins. Le tableau 3 présente les conditions d'alimentation résultantes à l'usine d'épuration régionale calculées en répartissant sur 7 jours (plutôt que 5) les débits et charges provenant des industries.

L'usine d'épuration est dotée d'un bioréacteur à boues activées comportant 4 bassins d'aération (complètement mélangés) de 800 $m^3$ chacun. A noter que les eaux brutes ne subissent pas de décantation primaire. La chaîne solide visant à traiter les boues biologiques en excès comprend un épaississement par flottation, une digestion anaérobie, un conditionnement chimique et une déshydratation sur filtre à bandes. Le calcul du volume des bassins d'aération a été effectué en utilisant l'option 2 du logiciel.

Afin de vérifier le comportement du bioréacteur au sein de l'usine, on a procédé à la simulation dynamique d'une année d'opération au moyen de l'option 10 du logiciel qui permet notamment de tenir compte des contraintes régissant l'opération du bioréacteur. Les données utilisées sont récapitulées au tableau 4 où sont présentés les sommaires produits par l'ordinateur. Le tableau 5 montre un exemple des résultats numériques fournis (avec l'option d'impression hebdomadaire) pour le mois de janvier qui est, dans le cas présent, le premier mois de la simulation. La liste des symboles utilisés est présentée au tableau 6.

TABLEAU 2 - Application numérique: caractéristiques des rejets.

| | | | REJETS DOMESTIQUES | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| BASSIN NO | DESCRIPTION | POP. (pers.) | JUIL DEBIT ($m^3/d$) | AOU DEBIT ($m^3/d$) | SEP DEBIT ($m^3/d$) | OCT DEBIT ($m^3/d$) | NOV DEBIT ($m^3/d$) | DEC DEBIT ($m^3/d$) | JAN DEBIT ($m^3/d$) | FEV DEBIT ($m^3/d$) | MAR DEBIT ($m^3/d$) | AVR DEBIT ($m^3/d$) | MAI DEBIT ($m^3/d$) | CHARGE MES (kg/d) | CHARGE $DBO_5$ (kg/d) | FRACTIONS VOL. | FRACTIONS BIODG* |
| 1 | municipalité A et conserverie | 3200 | 2500 | 3500 | 2000 | 6000 | 4000 | 190 | 160 | 0,75 | 0,60 | | | | | | |
| 2 | municipalité B aucune industrie | 800 | 500 | 700 | 625 | 2000 | 800 | 50 | 40 | 0,75 | 0,60 | | | | | | |
| 3 | fromagerie | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | | | | | | |

| | | | REJETS INDUSTRIELS (5 d/sem.) | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| BASSIN NO | DESCRIPTION | POP. (pers.) | PERIODE | DEBIT ($m^3/d$) | CHARGE MES (kg/d) | CHARGE $DBO_5$ (kg/d) | FRACTIONS VOL. | FRACTIONS BIODG* |
| 1 | municipalité A et conserverie | 3200 | 3 mois/an (1er août - 31 oct.) | 1800 | 600 | 500 | 0,85 | 0,50 |
| 2 | municipalité B aucune industrie | 800 | - | - | - | - | - | - |
| 3 | fromagerie | - | 11 mois/an (sauf juillet) | 2000 | 150 | 625 | 0,95 | 0,85 |

*: FRACTION BIODG: fraction biodégradable de la fraction volatile des MES.

TABLEAU 3 - Application numérique: conditions d'alimentation résultantes à l'usine d'épuration.

| PERIODE NO | MOIS | DEBIT ($m^3/d$) | TEMP. (°C) | MES | | $DBO_5$ | | FRACTIONS | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | CHARGE (kg/d) | CONC. (mg/L) | CHARGE (kg/d) | CONC. (mg/L) | VOL. | BIOD6* |
| 1 | Juin | 4429 | 16 | 347 | 78 | 646 | 146 | 0,81 | 0,69 |
| 2 | Juillet | 3000 | 16 | 240 | 80 | 200 | 67 | 0,75 | 0,60 |
| 3 | Août | 5715 | 16 | 776 | 136 | 1003 | 176 | 0,83 | 0,59 |
| 4 | Sept.-Oct. | 6915 | 10 | 776 | 112 | 1003 | 145 | 0,83 | 0,59 |
| 5 | Novembre | 5629 | 10 | 347 | 62 | 646 | 115 | 0,81 | 0,69 |
| 6 | Déc.-Fév. | 4054 | 6 | 347 | 86 | 646 | 159 | 0,81 | 0,69 |
| 7 | Mars-Avr. | 9429 | 4 | 347 | 37 | 646 | 69 | 0,81 | 0,69 |
| 8 | Mai | 6229 | 10 | 347 | 56 | 646 | 104 | 0,81 | 0,69 |

*: FRACTION BIOD6: fraction biodégradable de la fraction volatile des MES.

TABLEAU 4 - Application numérique: données utilisées pour la simulation dynamique (option 10).

PROJET: APPLICATION NUMERIQUE

**SIMULATION DYNAMIQUE D'UN BIOREACTEUR EN USINE**
(avec contraintes operationnelles)

**SOMMAIRE DES DONNEES - CHAINE LIQUIDE**

CONDITIONS NORMALES D'ALIMENTATION:

| | SAISON | DEBIT -1 m.cu/d | TEMP. -2 oC | MES CHARGE -3 kg/d | MES CONC. -4 mg/L | DBO5 CHARGE -5 kg/d | DBO5 CONC. -6 mg/L | FRACTIONS VOL -7 | FRACTIONS BIODG* -8 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 10. | ETE (juin-aout) | 4429 | 16 | 347 | 78 | 646 | 146 | 0.81 | 0.69 |
| 20. | AUTOMNE (sept.-nov.) | 6915 | 10 | 776 | 112 | 1003 | 145 | 0.83 | 0.59 |
| 30. | HIVER (dec.-fev.) | 4054 | 6 | 347 | 86 | 646 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 40. | PRINTEMPS-fonte (mars-avril) | 9429 | 4 | 347 | 37 | 646 | 69 | 0.81 | 0.69 |
| 50. | PRINTEMPS-nappe haute (mai) | 6229 | 10 | 347 | 56 | 646 | 104 | 0.81 | 0.69 |

60. CONDITIONS A L'EFFLUENT DU BIOREACTEUR (toutes saisons):
    61. CONC. MES: 20 mg/L
    62. CONC. DBO5: 20 mg/L
    63. FRACTION VOL.: 0.76
    64. FRACTION BIODG*: 0.32
70. CONDITIONS PARTICULIERES: 71. PLUIES ET CAPTAGE: AUCUNE
    72. ALIMENTATION-OPERATION: OUI (liste ci-dessous)
80. DONNEES RELATIVES AU BIOREACTEUR:
    81. NOMBRE DE BASSIN(S) D'AERATION: 4
        VOLUMES DES BASSINS D'AERATION (m.cu): 800 800 800 800
        VOLUME TOTAL: 3200 m.cu
    82. COEFFICIENT DE BIOMASSE (Y): 0.50 g MVES/g DBO5
    83. TAUX DE DIMINUTION SPECIFIQUE DE LA BIOMASSE a 20oC (b): 0.075 d-1
    84. FRACT. DE LA MASSE A L'EXTERIEUR DES BASSINS D'AERATION: 0.20
    85. AGE DES BOUES: 30 jours
    86. POINT DE PURGE: DEPUIS LE(S) DECANTEUR(S) SECONDAIRE(S)
    87. ENLEVEMENT DU PHOSPHORE: NON
90. DECANTATION PRIMAIRE: NON
rapport DBOu/DBO5: 1.47

**CONDITIONS PARTICULIERES: ALIMENTATION-OPERATION**

| NO | DU DATE 1 | MS 2 | AN 3 | AU DATE 4 | MS 5 | AN 6 | AFFLUENT CONC. MES 12 mg/L | AFFLUENT CONC. DBO5 14 mg/L | AFFLUENT FRACTIONS VOL 15 | AFFLUENT FRACTIONS BIODG* 16 | EFFLUENT CONC. MES 17 mg/L | EFFLUENT CONC. DBO5 18 mg/L | EFFLUENT FRACTIONS VOL 19 | EFFLUENT FRACTIONS BIODG* 20 | Oc 21 d |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | DEBIT 7 | TEMP. 8 | | Y 9 | b(20o) 10 | | | | | | | | | | |
| | m.cu/d | oC | | g/g | d-1 | | | | | | | | | | |
| 1 | 1 | 7 | 1 | 31 | 7 | 1 | | | | | | | | | |
| | 3000 | 16 | | 0.50 | 0.075 | | 80 | 67 | 0.75 | 0.60 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 | 30 |
| 2 | 1 | 8 | 1 | 31 | 8 | 1 | | | | | | | | | |
| | 5715 | 16 | | 0.50 | 0.075 | | 136 | 176 | 0.83 | 0.59 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 | 30 |
| 3 | 1 | 11 | 1 | 30 | 11 | 1 | | | | | | | | | |
| | 5629 | 10 | | 0.50 | 0.075 | | 62 | 115 | 0.81 | 0.69 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 | 30 |

*: FRACTION BIODG: fraction biodegradable de la fraction volatile des MES

TABLEAU 4 (suite) - Application numérique: données utilisées pour la simulation dynamique (option 10).

## SOMMAIRE DES DONNEES - CHAINE SOLIDE

20. DESCRIPTION DE LA CHAINE:

| BLOC | PROCEDE DE TRAITEMENT |
|---|---|
| EPAISSISSEMENT | FLOTTATION |
| DIGESTION | ANAEROBIE |
| CONDITIONNEMENT | CHIMIQUE |
| DESHYDRATATION | FILTRE A BANDES |

40. EPAISSISSEMENT PAR FLOTTATION:
    41. CONDITIONNEMENT CHIMIQUE: OUI
        411. PRODUIT UTILISE: POLYMERE ORGANIQUE
        412. DOSAGE: 0.1 % des MES
    42. POURCENTAGE DE CAPTURE DES MES: 95 %
    43. CONC. DES MES DANS LES BOUES EPAISSIES: 4.0 %
60. DIGESTION ANAEROBIE:
    61. POURCENTAGE DE DESTRUCTION DES MATIERES VOLATILES: 55 %
    62. FACTEUR DE MAJORATION DE LA FRACTION BIODG*: 2.50
    63. CONC. DES MES DANS LES BOUES DIGEREES SORTANTES: 999.0 %
    64. CONC. DES MES DANS LA LIQUEUR SURNAGEANTE: 5000 mg/L
    65. CONC. EN DBO5 DANS LA LIQUEUR SURNAGEANTE: 5000 mg/L
    66. PRODUCTION DE BIOGAZ: 1.12 m.cu/kg MVES detruit
    67. TEMP. DE LA LIQUEUR SURNAGEANTE A LA SORTIE: 35 oC
70. CONDITIONNEMENT CHIMIQUE:
    71. PRODUIT UTILISE: POLYMERE ORGANIQUE
    72. DOSAGE: 0.5 % des MES
80. DESHYDRATATION PAR FILTRE A BANDES:
    81. POURCENTAGE DE CAPTURE DES MES: 98 %
    82. CONC. DES MES DANS LE GATEAU: 18.0 %
    83. CONC. EN DBO5 DANS LE FILTRAT: 1500 mg/L
90. CONDITIONS PARTICULIERES: APPORTS EXTERIEURS: AUCUNE

## SOMMAIRE DES CONTRAINTES OPERATIONNELLES

10. CONCENTRATIONS DE LA LIQUEUR MIXTE:
    11. VALEUR MINIMALE: 500 mg/L (MVESbio)
    12. VALEUR MAXIMALE: 7500 mg/L (MES)
20. CONCENTRATION MAXIMALE DES BOUES RECIRCULEES: 10000 mg/L (MES)
30. AGE DES BOUES:
    31. VALEUR MINIMALE: 5 jours
    32. VALEUR MAXIMALE: 60 jours
40. DEBIT MAXIMUM ADMISSIBLE A L'USINE: 16000 m.cu/d
50. DEBIT DE RECIRCULATION DES BOUES:
    51. VALEUR MINIMALE: 1200 m.cu/d
    52. VALEUR MAXIMALE: 12000 m.cu/d
60. CONDITIONS PARTICULIERES: MODULATION DU DEBIT ADMISSIBLE AU
    62. BIOREACTEUR: AUCUNE

## CONDITIONS INITIALES

10. ETAT INITIAL DU BIOREACTEUR:

| | | MASSE kg | CONCENTRATION mg/L |
|---|---|---|---|
| 11. | MVESbio | 3167 | 792 |
| 12. | MVEStot | 9004 | 2251 |
| 13. | MES | 11627 | 2907 |

FRACTION VOLATILE: 0.77 FRACTION BIODG*: 0.35
    14. CONC. DES MES DANS LES BOUES RECIRCULEES: 8000 mg/L
20. CARACTERISTIQUES INITIALES DES EAUX DE PROCEDES RECYCLEES:

| | | MES | | DBO5 | | FRACTIONS | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| DEBIT | TEMP. | CHARGE | CONC. | CHARGE | CONC. | VOL | BIODG* |
| 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 |
| m.cu/d | oC | kg/d | mg/L | kg/d | mg/L | | |
| 37.6 | 9 | 35.3 | 938 | 26.7 | 709 | 0.68 | 0.32 |

## JANVIER
(ANNEE: 1)

| DATE | CP | PT | DEBIT a.cu/d | TEMP. oC | CONC. MES ag/L | CONC. DBO5 ag/L | FRACTIONS VOL | FRACTIONS BIODG* |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 1 | 4854 | 6 | 86 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 1 | | 2 | 4892 | 6 | 93 | 164 | 0.80 | 0.66 |
| | | 3 | 4853 | 6 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 |
| | | 4 | 38.3 | 6 | 8888 | 2123 | 0.77 | 0.35 |
| | | 6 | 8.8 | 6 | 188888 | ind. | 0.61 | 0.29 |
| | | 7 | 37.6 | 9 | 938 | 789 | 0.66 | 0.32 |
| | | 1 | 4854 | 6 | 86 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 7 | | 2 | 4891 | 6 | 93 | 164 | 0.80 | 0.66 |
| | | 3 | 4853 | 6 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 |
| | | 4 | 37.4 | 6 | 8888 | 2167 | 0.78 | 0.36 |
| | | 6 | 8.8 | 6 | 188888 | ind. | 0.61 | 0.30 |
| | | 7 | 36.7 | 9 | 939 | 712 | 0.68 | 0.33 |
| | | 1 | 4854 | 6 | 86 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 14 | | 2 | 4898 | 6 | 93 | 164 | 0.80 | 0.66 |
| | | 3 | 4853 | 6 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 |
| | | 4 | 36.5 | 6 | 8888 | 2210 | 0.78 | 0.37 |
| | | 6 | 8.8 | 6 | 188888 | ind. | 0.61 | 0.32 |
| | | 7 | 35.8 | 9 | 939 | 714 | 0.68 | 0.34 |
| | | 1 | 4854 | 6 | 86 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 21 | | 2 | 4889 | 6 | 93 | 164 | 0.80 | 0.66 |
| | | 3 | 4853 | 6 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 |
| | | 4 | 35.7 | 6 | 8888 | 2245 | 0.78 | 0.37 |
| | | 6 | 8.7 | 6 | 188888 | ind. | 0.61 | 0.33 |
| | | 7 | 35.1 | 9 | 939 | 716 | 0.68 | 0.35 |
| | | 1 | 4854 | 6 | 86 | 159 | 0.81 | 0.69 |
| 28 | | 2 | 4888 | 6 | 93 | 164 | 0.80 | 0.67 |
| | | 3 | 4853 | 6 | 20 | 20 | 0.76 | 0.32 |
| | | 4 | 35.1 | 6 | 8888 | 2274 | 0.78 | 0.38 |
| | | 6 | 8.7 | 6 | 188888 | ind. | 0.61 | 0.34 |
| | | 7 | 34.5 | 9 | 939 | 718 | 0.68 | 0.36 |

| Y g/g | b(To) d-1 | Oc d | Nb | Vtot a.cu | M MVESbio kg | M' MVEStot kg | Mtot MES kg | I MVESbio ag/L | I' MVEStot ag/L | Itot MES ag/L | FRACTIONS VOL | FRACTIONS BIODG* | Fr/M g/g.d | IR MES ag/L | QR a.cu/d | R I | Tr(reel) h |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0.50 | 0.043 | 30 | 4 | 3200 | 3168 | 8975 | 11500 | 792 | 2244 | 2897 | 0.77 | 0.35 | 0.19 | 8888 | 2239 | 55 | 12.1 |
| 0.50 | 0.043 | 30 | 4 | 3200 | 3173 | 8817 | 11374 | 793 | 2204 | 2843 | 0.78 | 0.36 | 0.19 | 8888 | 2173 | 53 | 12.3 |
| 0.50 | 0.043 | 30 | 4 | 3200 | 3175 | 8642 | 11165 | 794 | 2165 | 2791 | 0.78 | 0.37 | 0.19 | 8888 | 2110 | 52 | 12.4 |
| 0.50 | 0.043 | 30 | 4 | 3200 | 3175 | 8535 | 10994 | 794 | 2134 | 2748 | 0.78 | 0.37 | 0.19 | 8888 | 2059 | 50 | 12.5 |
| 0.50 | 0.043 | 30 | 4 | 3200 | 3174 | 8438 | 10853 | 794 | 2108 | 2713 | 0.78 | 0.38 | 0.19 | 8888 | 2017 | 49 | 12.6 |

PRODUCTION TOTALE DE BOUES SECONDAIRES: 9828 kg MES ( 1127 a.cu)
PRODUCTION TOTALE DE BOUES TERMINALES: 4350 kg MES ( 23 a.cu)

REMARQUE(S):
RIEN A SIGNALER

*: FRACTION BIODG: fraction biodegradable de la fraction volatile des MES

POSITION DES POINTS D'INTERET (PT):
1. affluent de l'usine
2. affluent du bioreacteur
3. effluent (emissaire) de l'usine
4. boues brutes secondaires
6. boues terminales
7. eaux de procedes recyclees

TABLEAU 5 - Application numérique: exemple des résultats numériques fournis par l'option 10 (avec option d'impression hebdomadaire).

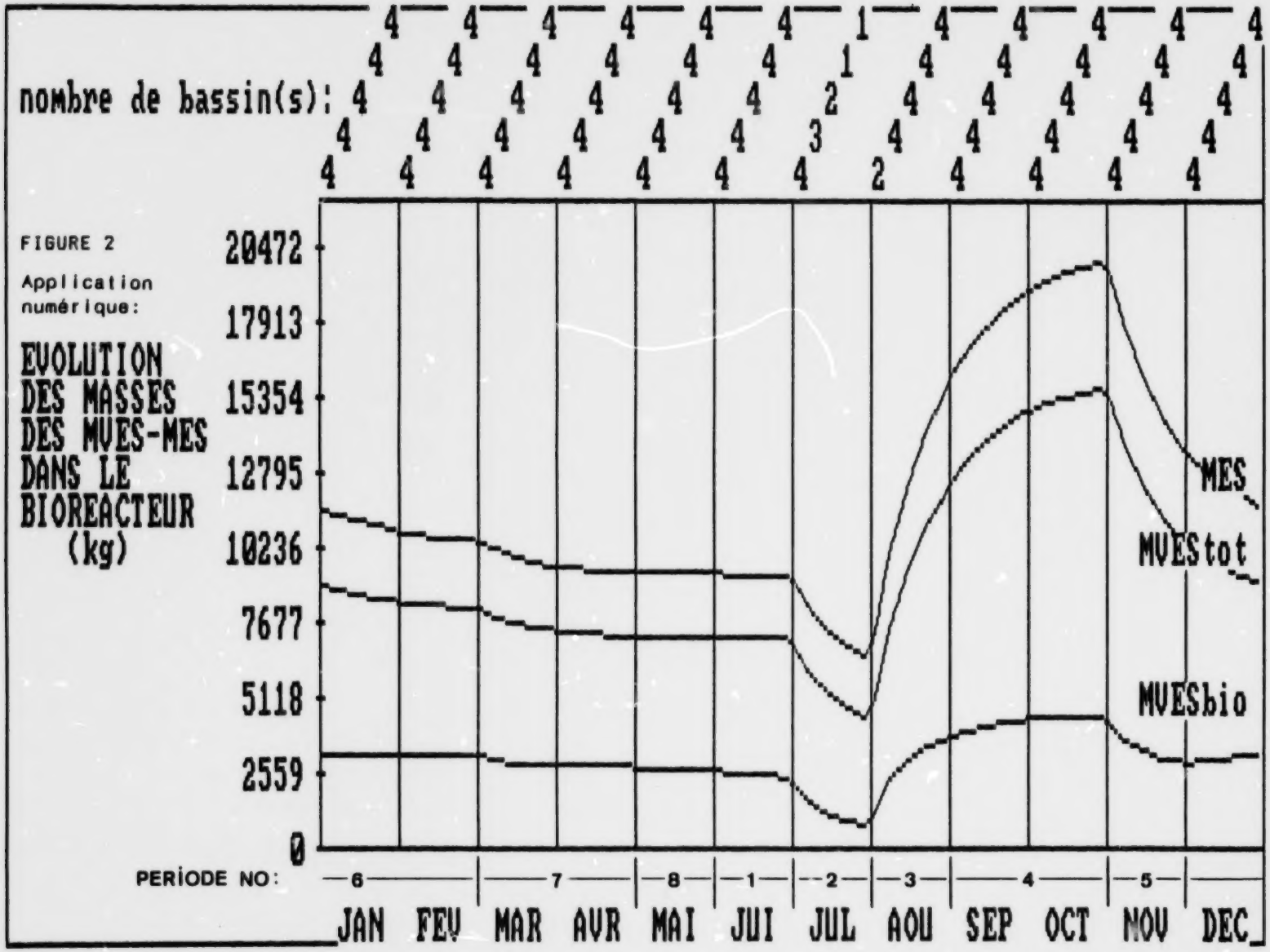
TABLEAU 6 - Symboles utilisés dans les résultats numériques de la simulation.

| SYMBOLE | SIGNIFICATION |
|---|---|
| MVESbio | Matières volatiles en suspension biodégradables. |
| MVEStot | Matières volatiles en suspension (totales). |
| MES | Matières en suspension. |
| DBO5 | Demande biochimique en oxygène après 5 jours. |
| CP | Indicateur de conditions particulières pour le jour courant. |
| PT | Numéro du point d'intérêt à l'intérieur du système simulé. |
| Y | Coefficient de biomasse (kg MVES/kg $DBO_5$). |
| b | Taux de diminution spécifique de la biomasse ($d^{-1}$). |
| Oc | Age des boues (d). |
| Nb | Nombre de bassin(s) d'aération en opération. |
| Vtot | Volume (total) du(des) bassin(s) d'aération en opération ($m^3$). |
| M | Masse résultante des MVES biodégradables dans le bioréacteur (kg). |
| M' | Masse résultante des MVES dans le bioréacteur (kg). |
| Mtot | Masse résultante des MES dans le bioréacteur (kg). |
| X | Concentration résultante des MVES biodégradables dans la liqueur mixte (mg/L). |
| X' | Concentration résultante des MVES dans la liqueur mixte (mg/L). |
| Xtot | Concentration résultante des MES dans la liqueur mixte (mg/L). |
| Fr/M | Rapport Fr/M (substrat nutritif enlevé/masse biologique biodégradable) (g $DBO_5$/g MVESbio•d). |
| XR | Concentration des MES dans les boues recirculées (mg/L). |
| QR | Débit de recirculation des boues ($m^3$/d). |
| R | Taux de recirculation des boues (%). |
| Tr | Temps de rétention hydraulique réel (h). |

Les figures 2 et 3, produites par l'ordinateur au terme de la simulation, présentent respectivement l'évolution des masses des MVES-MES dans le bioréacteur et des concentrations des MVES-MES dans la liqueur mixte. A remarquer les fluctuations des différentes masses qui reflètent bien les variations des conditions d'alimentation. Au mois de juillet, le nombre de bassins d'aération en opération passe de 4 à 1, ceci afin que soit respectée la contrainte liée à la concentration minimale de la liqueur mixte en MVES biodégradables. Avant de réduire le nombre de bassins en opération, l'ordinateur a d'abord simulé une diminution de la purge des boues en augmentant graduellement l'âge des boues d'une journée à la fois jusqu'à ce que $\theta_c$ atteigne la valeur maximale définie au sein des contraintes opérationnelles. Si une concentration en MVES biodégradables supérieure à la limite minimale avait été obtenue avant que l'âge des boues n'atteigne sa valeur maximale, l'ordinateur aurait effectué les autres calculs et poursuivi l'exécution. Comme la concentration en MVES biodégradables était toujours inférieure à la limite spécifiée au moment où l'âge des boues a atteint sa valeur limite, l'ordinateur a enlevé un des bassins d'aération et a réaffecté à l'âge des boues sa valeur initiale. Les calculs des masses dans le bioréacteur ont alors été repris et les concentrations associées de nouveau vérifiées. C'est ainsi que, de jour en jour, le nombre de bassins en opération est passé de 4 à 3, puis à 2 et finalement à un seul bassin.

En plus de contrôler la concentration des MVES biodégradables, l'ordinateur vérifie également la concentration des MES qui ne doit pas excéder la valeur limite spécifiée. Si cela se produit alors que la concentration des MVES biodégradables est supérieure à la valeur minimale prescrite, l'ordinateur simulera une augmentation de la purge en diminuant l'âge des boues d'une journée à la fois jusqu'à ce que $\theta_c$ atteigne la valeur minimale définie à l'intérieur des contraintes opérationnelles. L'exécution se poursuivra lorsqu'une concentration en MES inférieure à la limite maximale sera obtenue ou lorsque l'âge des boues aura atteint sa valeur limite. Si la concentration des MES excède la limite spécifiée alors que la concentration des MVES biodégradables est inférieure à la valeur minimale requise, l'ordinateur enregistre l'impasse et poursuit les calculs sans tenter de privilégier l'une ou l'autre des contraintes. Les cas où les contraintes relatives aux concentrations de la liqueur mixte ne sont pas respectées sont signalés à l'utilisateur.

Une fois les concentrations de la liqueur mixte déterminées et vérifiées, l'ordinateur procède au calcul du débit de recirculation qu'il compare aux valeurs limites stipulées au sein des contraintes opérationnelles. Si le débit obtenu se situe hors des limites spécifiées, l'ordinateur impose au débit de recirculation la valeur limite appropriée et calcule la concentration des boues recirculées qui serait requise pour maintenir l'équilibre à l'intérieur du(des) bassin(s) d'aération. Si la concentration ainsi calculée excède la valeur maximale spécifiée à l'intérieur des contraintes opérationnelles, l'ordinateur impose la concentration limite et signale le cas à l'utilisateur. A noter qu'à chaque jour le nombre initial de bassins d'aération correspond au plus petit des deux nombres suivants: le nombre final de bassins utilisés pour la journée précédente plus un ou le nombre total de bassins.


nombre de bassin(s): 4 4 4 4 4 4 1 4 4 4 4 4
4 4 4 4 4 4 1 4 4 4 4 4
4 4 4 4 4 4 2 4 4 4 4 4
4 4 4 4 4 4 3 4 4 4 4 4
4 4 4 4 4 4 4 2 4 4 4 4
FIGURE 2
Application numérique:
EVOLUTION DES MASSES DES MVES-MES DANS LE BIOREACTEUR (kg)
20472
17913
15354
12795
10236
7677
5118
2559
0
MES
MVEStot
MVESbio
PERIODE NO:
6
7
8
1
2
3
4
5
JAN FEV MAR AVR MAI JUI JUL AOU SEP OCT NOV DEC

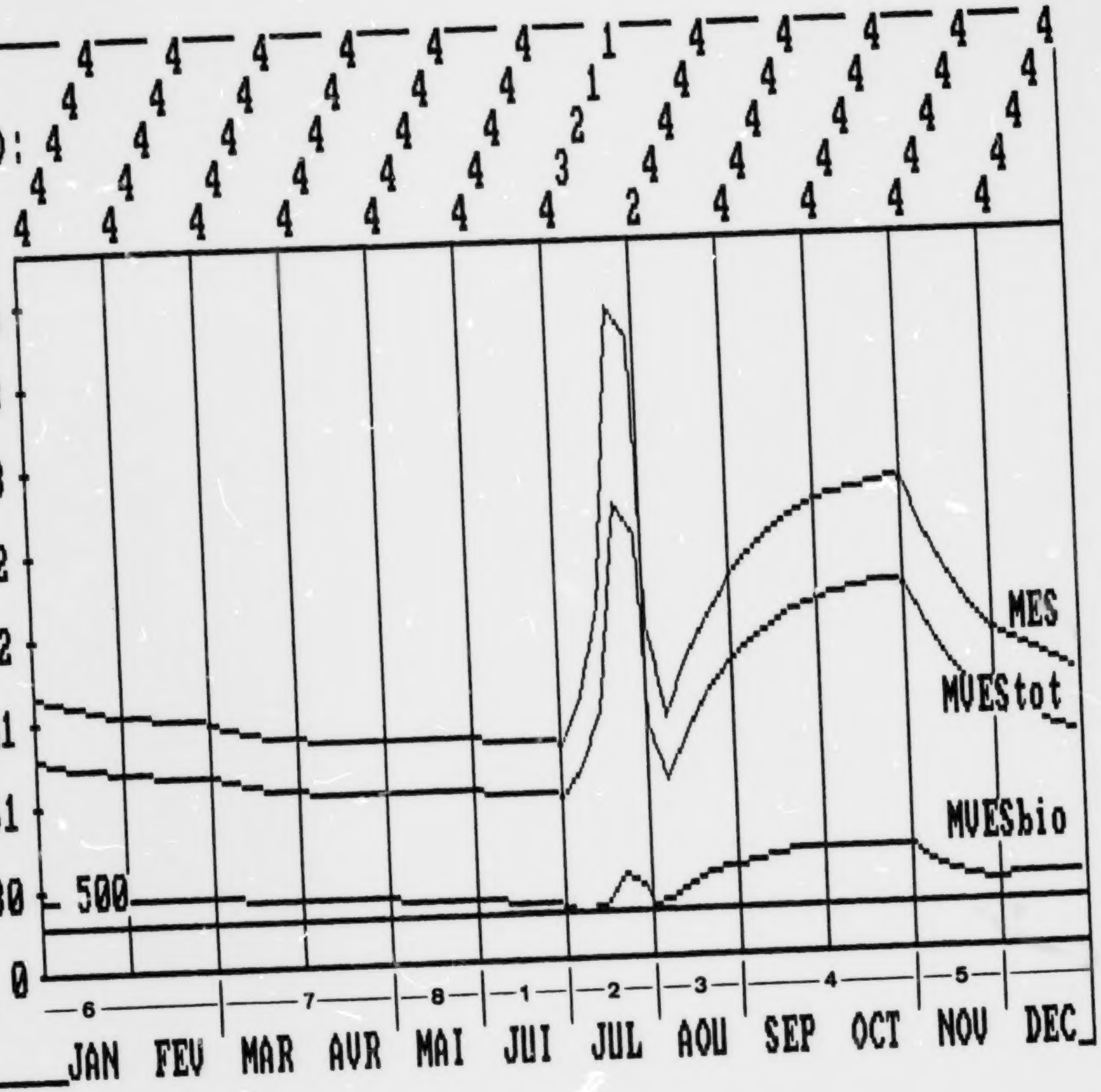



FIGURE 3

Application numérique:

EVOLUTION DES CONC. DES MVES-MES DANS LA LIQUEUR MIXTE (mg/L)

## 5. CONCLUSION

Le logiciel BIOBAC est un outil très puissant qui s'intègre bien dans le processus itératif de la conception de bioréacteurs à boues activées. Il convient de rappeler ici que le modèle cinétique utilisé s'applique uniquement aux bioréacteurs de type complètement mélangé. L'une des limites du logiciel demeurera toujours le degré de représentativité de ce modèle et des paramètres utilisés. Parmi les perspectives de développement envisagées, on entrevoit la possibilité d'incorporer la gestion des bassins desservis à la simulation dans le but de déterminer les scénarios de gestion qui permettront d'optimiser l'enlèvement des charges polluantes.

## BIBLIOGRAPHIE

BELAND, Y. (1984). Design d'un bioréacteur à boues activées basé sur les bilans de masses en matières volatiles en suspension (MVS) et en matières en suspension (MES), Sciences et techniques de l'eau, vol. 17, no 4, pp. 341-351.

COTE, P.L., BOISSELLE, E.B. (1982). L'estimation préliminaire des quantités de boues de traitement des eaux usées, dans Comptes rendus - 5e Symposium sur le traitement des eaux usées, 25 et 26 novembre 1982, Hôtel Méridien, Montréal, pp. 279-296.

DESJARDINS, M.-A. (1986). BIOBAC: Logiciel de simulation de bioréacteurs à boues activées (Manuel d'utilisation). Mémoire M.Ing., Ecole Polytechnique, Montréal, 148 p.

ECKENFELDER, W.W., Jr. (1980). Principles of Water Quality Management. CBI Publishing Company, Boston, Mass., 717 p.

LAWRENCE, A.W., McCARTY, P.L. (1970). Unified Basis of Biological Treatment Design and Operation, Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, vol. 96, no SA3, pp. 757-778.

# SYSTÈME INFORMATISÉ DE GESTION D'ENTRETIEN

Edna B.-Boisselle, ing., M.Sc.A.
La société d'experts-conseils PELLEMON inc. (Montréal)

## INTRODUCTION

La construction des usines de traitement des eaux usées au Québec occasionne des dépenses de plusieurs milliards de dollars. Dans la majorité des cas, les coûts d'exploitation de ces usines pendant leur vie utile excéderont les coûts de construction originaux. De récentes études menées par l'Agence de protection environnementale américaine (EPA) démontrent qu'en dépit d'importants investissements dans des équipements de la plus récente technologie, de nombreuses usines ne satisfont pas les normes d'effluent. Cette situation est en partie attribuable à des programmes d'entretien déficients.

Le succès de l'entretien préventif se mesure en fonction de son aptitude à empêcher les pièces vulnérables des équipements de se détériorer. Si l'entretien préventif est déficient, des pannes coûteuses se produisent.

Établir un système d'entretien préventif consiste à définir l'entretien à effectuer en absence de toute défectuosité de l'équipement visé. L'entretien préventif comprend la lubrification, le nettoyage, les essais d'opération et les ajustements mineurs en charge. Le remplacement de pièces et le renouvellement planifié d'éléments usés, érodés ou corrodés après une vie utile normale font également partie de l'entretien préventif. Les réparations effectuées lors d'une panne résultant d'un mauvais fonctionnement ou d'un bris d'équipement ne font pas partie de l'entretien préventif, pas plus que des travaux effectués lors d'inspections réglementaires, ni les modifications ou les améliorations apportées aux systèmes.

Dans certaines circonstances, l'entretien préventif nécessite l'arrêt planifié de l'opération en vue d'une inspection d'équipement sans connaissance préalable de déficience. Ces interventions sont habituellement coûteuses et leur fréquence doit être réduite au strict nécessaire.

Les opérations d'entretien préventif permettent parfois de découvrir des déficiences; les bons de travail émis pour effectuer les réparations sont cependant affectées à l'entretien palliatif et non à l'entretien préventif.

Lorsqu'une panne se produit, le gestionnaire doit effectuer un choix:
- Réparer l'équipement défectueux;
- Le remplacer;
- Modifier le procédé;
- Abandonner les opérations.

En somme, des dépenses sont inévitables pour poursuivre les opérations.

Ce n'est pas le cas de l'entretien préventif. En cette matière, le gestionnaire peut choisir de ne pas dépenser, ou de dépenser, et combien dépenser.

L'envergure et la rigueur d'application des programmes d'entretien préventif sont très variables; ces variations peuvent être justifiées par les différents objectifs visés dans différentes usines.

Écarter totalement l'entretien préventif équivaut à adopter une philosophie d'entretien basée sur la réparation des pannes.

OBJECTIF ET AVANTAGES DE L'ENTRETIEN PRÉVENTIF

Le principal objectif de l'entretien préventif est de réduire les coûts d'exploitation d'une usine.

La figure 1 illustre la variation des coûts d'entretien suite à l'implantation d'un système d'entretien préventif.

La mise sur pied du système a pour effet initial d'accroître les coûts d'entretien. Ceci est dû au fait que l'entretien préventif vient s'ajouter à l'entretien palliatif. Graduellement, les avantages de l'entretien préventif se manifestent par une baisse de la fréquence des pannes et des appels de service. Après la première année d'opération, l'entretien préventif permet de réduire les coûts directs d'entretien de l'ordre de 15 à 25%. On estime qu'un système efficace d'entretien préventif ne coûte pas plus de 10% des économies qu'il permet de réaliser.

La figure 2 illustre la chute de la perte de production après l'implantation d'un système d'entretien préventif. Dans le cas d'une station d'épuration, cet avantage n'est pas monnayable, mais doit être valorisé en terme de protection de l'environnement.

Les autres avantages de l'entretien préventif se résument ainsi:

- Assurer l'entretien complet des équipements en temps opportun et de manière normalisée et périodique;
- Éviter l'entretien excessif;
- Prévenir ou détecter promptement toute déficience d'équipement;
- Améliorer le rendement opérationnel des équipements;
- Prolonger la vie utile des équipements;
- Augmenter la sécurité au travail en réduisant la fréquence des bris;
- Réduire les quarts de travail d'entretien ainsi que les heures supplémentaires;
- Fournir à la direction un dossier complet sur l'historique des réparations d'équipements, les coûts d'entretien et les charges de travail;
- Améliorer le contrôle des pièces de rechange, par conséquent améliorer l'inventaire.

La figure 3 illustre la fréquence des défaillances d'une pièce d'équipement en fonction du temps. Cette fréquence diminue au cours de la période de rodage pour se stabiliser à un niveau minimal durant la vie utile de l'équipement. Elle augmente ensuite en fonction de l'usure de l'équipement. L'implantation d'un programme d'entretien préventif au tout début de l'opération d'une nouvelle usine assure le respect des conditions de garantie durant la période critique de mise en route.

FIGURE 1 : **IMPLANTATION D'UN PROGRAMME D'ENTRETIEN PRÉVENTIF**

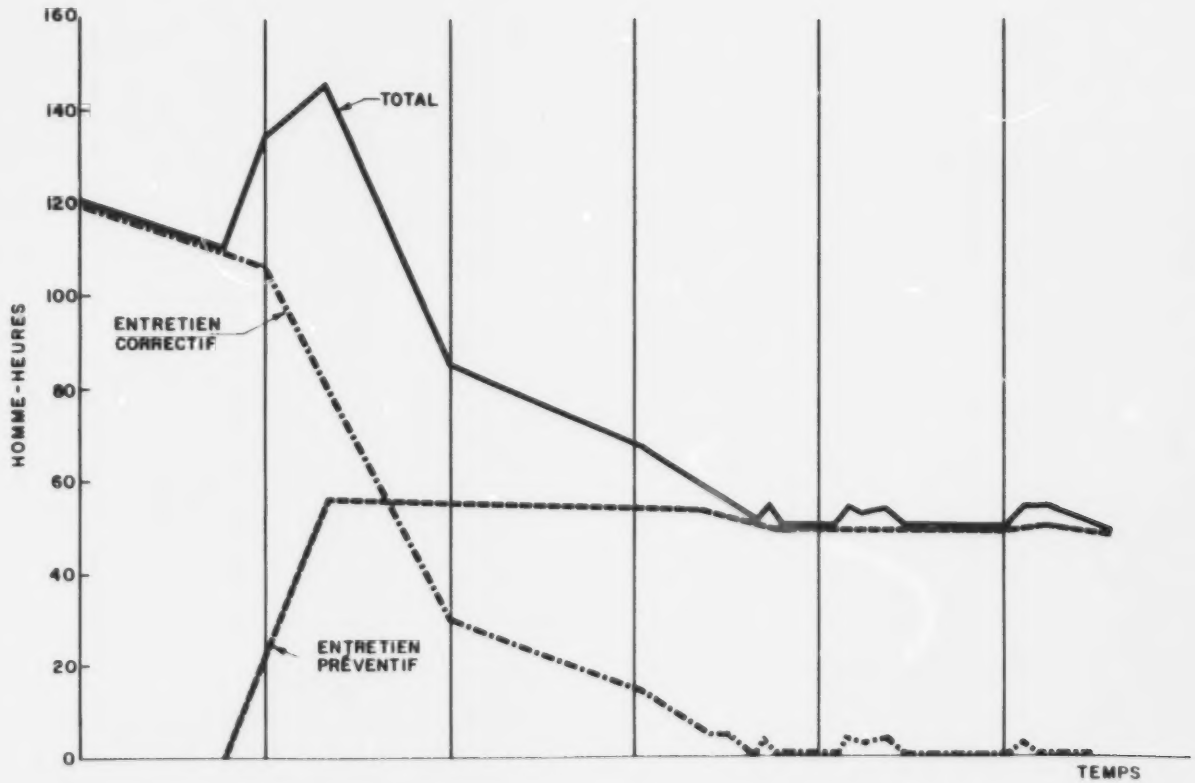


FIGURE 2 : PERTE DE PRODUCTION AVANT, PENDANT ET APRÈS L'IMPLANTATION D'UN PROGRAMME D'ENTRETIEN PRÉVENTIF

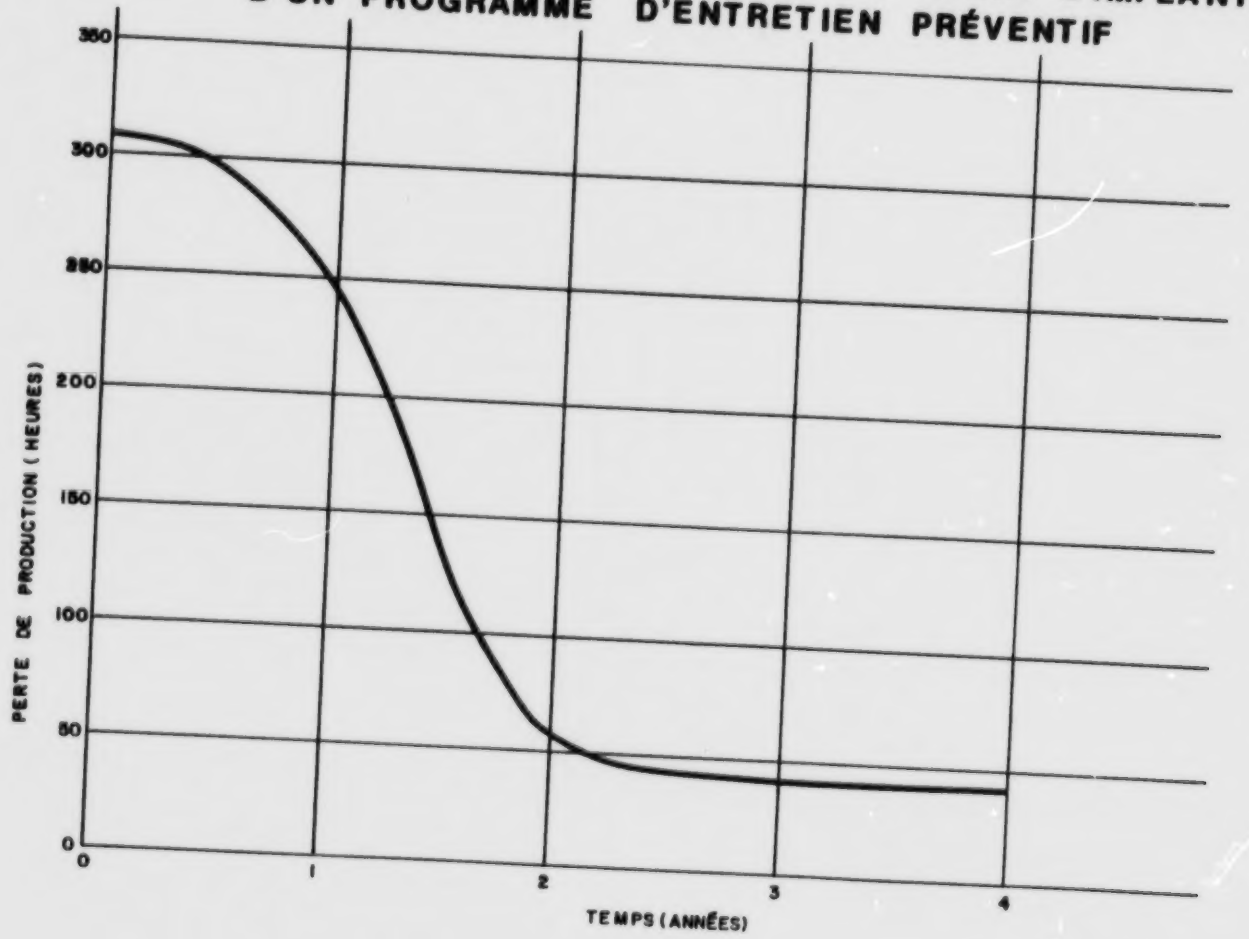
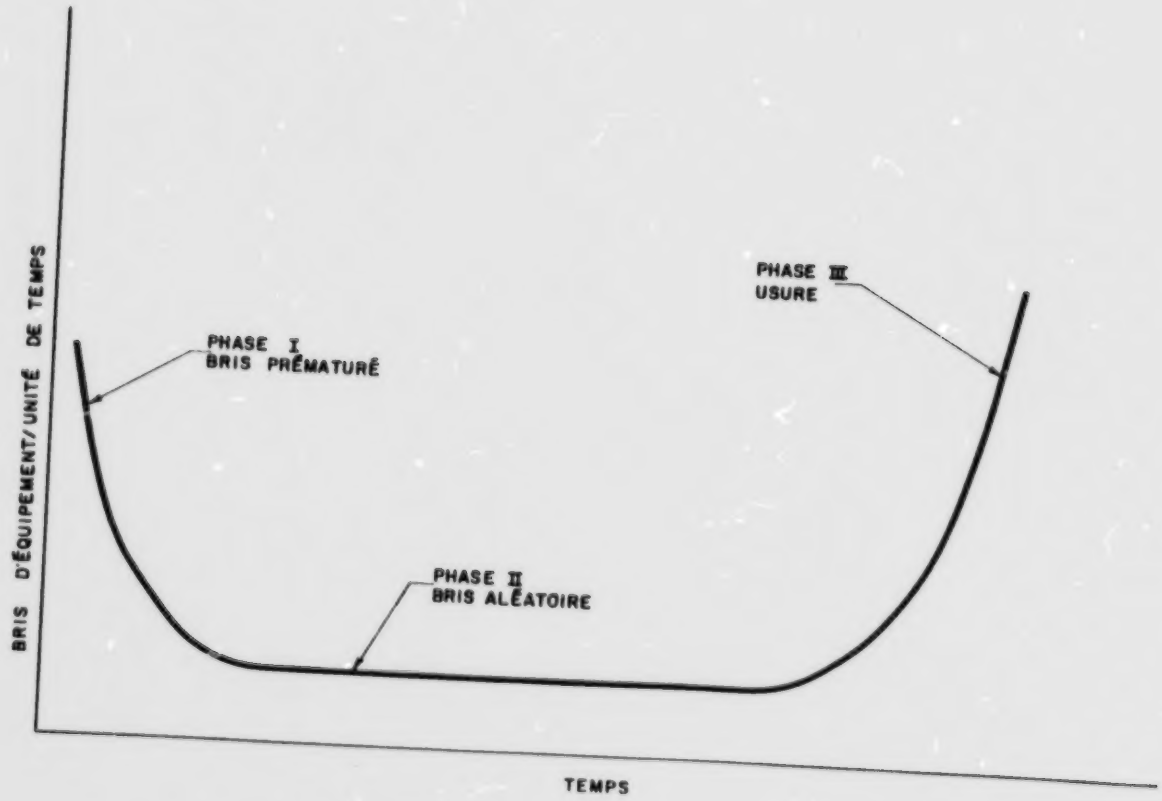


FIGURE 3 : FRÉQUENCE DES BRIS DURANT LA VIE UTILE D'UN ÉQUIPEMENT



## ÉVALUATION DU PROGRAMME D'ENTRETIEN PRÉVENTIF

Pour évaluer la performance d'un programme d'entretien préventif, il est nécessaire de choisir des indicateurs représentatifs des objectifs visés et d'établir la valeur à atteindre pour chacun de ces indicateurs.

Quelques indicateurs couramment utilisés dans l'industrie sont les suivants:

- Étendue de l'entretien préventif:

$$\frac{\text{Heures-personne dépensées en entretien préventif}}{\text{Heures-personne travaillées en entretien}} \times 100 = 15 \text{ à } 25\%$$

- Arrêt d'opération suite à une panne:

$$\frac{\text{Temps d'arrêt dû aux pannes}}{\text{Temps d'arrêt total}} \times 100 = 3 \text{ à } 5\%$$

- Temps de réparation:

$$\frac{\text{Heures-personne de réparations dues aux pannes}}{\text{Heures-personne travaillées en réparation}} \times 100 = 10\%$$

- Importance des réparations dues aux pannes:

$$\frac{\text{Coûts directs des réparations dues aux pannes}}{\text{Coûts directs d'entretien}} \times 100 = 15\%$$

- Fiabilité des équipements:

$$\frac{\text{Temps d'opération}}{\text{Temps d'opération et d'arrêt}} \times 100 = 90\%$$

- Interventions complétées par période:

$$\frac{\text{Interventions incomplètes}}{\text{Interventions planifiées}} \times 100 = 10\%$$

- Bons de travail d'entretien palliatif:

$$\frac{\text{Bons de travail résultant de l'entretien préventif}}{\text{Interventions complétées}} \times 100 = 20 \text{ à } 30\%$$

## AVANTAGES ET RISQUES D'UN SYSTÈME INFORMATISÉ DE GESTION D'ENTRETIEN

La gestion de l'entretien consiste à compiler, traiter et mémoriser quantité d'information concernant des équipements, des procédures, des pièces de rechange, du matériel, des coûts et des échéances. Dans le passé, les données étaient traitées manuellement à cause du coût élevé des systèmes d'ordinateur; ce travail était fastidieux et imprécis. Il était impossible d'obtenir des rapports périodiques afin de gérer les opérations d'entretien. Dans le cas des usines de filtration par exemple, ces difficultés ont découragé la plupart des exploitants de développer un programme efficace de gestion

de l'entretien. Aujourd'hui, l'avènement des micro-ordinateurs rend accessible l'implantation de programmes de gestion d'entretien dans les usines de traitement d'eau. Un logiciel efficace d'entretien permet d'effectuer la saisie et le traitement des données rapidement et économiquement et améliore la planification des activités et l'utilisation de la main-d'oeuvre.

Cependant, quelle que soit la sophistication du logiciel choisi, il ne peut être meilleur que les données qui lui sont fournies: GARBAGE IN, GARBAGE OUT. Il est essentiel de former le personnel d'entretien à utiliser le programme, ou mieux encore de l'impliquer lors de la planification du système et de la collecte des données. Il faut éviter de révolutionner la routine en place et favoriser l'évolution du système aux mains des usagers.

Le choix d'un logiciel commercial peut laisser à désirer compte tenu des objectifs spécifiques visés. Par contre, le développement d'un logiciel sur mesure est un processus long et onéreux; la période de rodage des programmes est d'autant plus longue qu'ils sont complexes et nombreux.

## IMPLANTATION D'UN SYSTÈME INFORMATISÉ DE GESTION D'ENTRETIEN

Dans le cadre de la mise en route de l'usine d'épuration de St-Hyacinthe, PELLEMON a implanté un système informatisé de gestion d'entretien. Le logiciel utilisé a été développé en version anglaise par la compagnie CH2M Hill en collaboration avec du personnel d'exploitation d'usines d'épuration à travers les États-Unis et le Canada. La version française de ce programme a été mise au point par PELLEMON. Le cas de St-Hyacinthe est utilisé ci-dessous pour démontrer les étapes à franchir pour implanter un système informatisé de gestion d'entretien.

### Choix des équipements sujets à l'entretien préventif

La première tâche à accomplir consiste à choisir les équipements sujets à l'entretien préventif. Idéalement, le programme devrait posséder une liste complète des équipements. Si le personnel est insuffisant pour accomplir toutes les tâches d'entretien préventif, il faut établir des priorités, et choisir les équipements suivant ces priorités. Par exemple:

Priorité 1 Tous les équipements dont le fonctionnement assure la sécurité du personnel et du public

Priorité 2 Tous les équipements permettant de respecter les normes d'effluent

Priorité 3 Les équipements de relève et les équipements de procédé secondaires

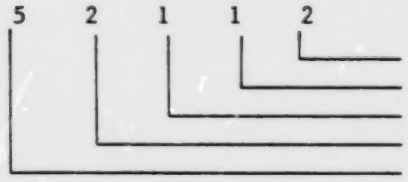
Priorité 4 Les équipements et les structures offrant les services auxiliaires, le confort ou l'esthétique

Une liste limitée d'équipements prioritaires peut suffire à mettre le système en route. D'autres équipements pourront s'ajouter à la liste à mesure que le personnel acquerra de l'expérience d'opération.

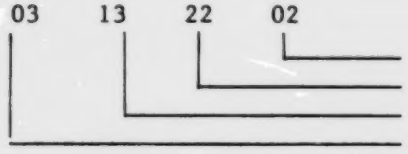
Codification de l'équipement

La codification de l'équipement est le coeur du système de gestion d'entretien. Une attention particulière doit être accordée à la sélection du système de codification de façon à identifier le type d'équipement, sa fonction, sa localisation et le procédé auquel il se rattache.

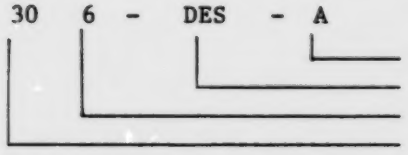
Voici quelques exemples de systèmes de codification utilisés dans des usines d'épuration:



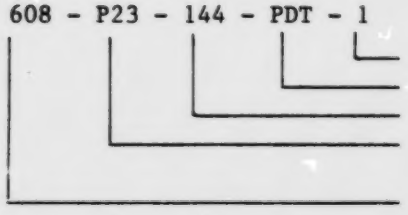

Numéro de l'unité: 2
Type d'équipement: piston-plongeur
Fonction: pompage
Procédé unitaire: manutention de boues
Localisation: traitement primaire




Numéro de l'unité: 2
Fonction: pompage de boues primaires
Bâtiment: station primaire
Procédé: traitement primaire




Code de l'unité: A
Type d'équipement: dessableur
Numéro de pièce: 6
Numéro de secteur: traitement préliminaire




Indice: 1
Fonction: transmetteur de pression différentielle
Numéro d'élément: plaque orifice 8 po ϕ
Numéro de système: système de distribution de vapeur
Numéro de secteur: station de pompage

La saisie des données de même que la production de tous les rapports est effectuée par le tri des codes d'équipements.

La codification doit être ajoutée physiquement sur l'équipement pour permettre au personnel de l'identifier sans équivoque lors de l'entretien préventif.

Données sur l'équipement

Une fois la liste d'équipements établie et codifiée, il faut colliger les données sur l'équipement. La figure 4 illustre le contenu de cette banque de données:

- Le code ou numéro d'équipement et sa description;
- Le nom du manufacturier;
- Le numéro de modèle;
- Le numéro de série;
- Les numéros de catalogue et de dessin;

## FIGURE 4

DONNEES SUR L'EQUIPEMENT
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10-09 Page 1

Equipement No: 308-GEL-A à 308-GEL-A

Equipement No: 308-GEL-A Description: Groupe électrogène

Manufacturier:J.A. Faguy & Fils
Modèle No: 200.0AM-RR-LS2-9XRR
No de série:V.P.18043
Coût d'achat: 30000 Catal. No :
Mise en serv.:85-07-05 Dessin No : E-308

Fournis.: J.A. Faguy & Fils
750, Montée Liesse
St-Laurent QC
H4T 1P3
514/341-3610

Général
MOTEUR: diesel CARBURANT: huile à chauffage #2
CAPACITE: 200 kW VOLT: 600 PHASE: 3

Pièces de rechange recommandées
PR65 Filtre à huile
PR66 Huile de lubrification

- Le nom du fournisseur, son adresse et son numéro de téléphone;
- Le coût d'achat;
- La date de mise en service;
- Les données de la plaque signalétique;
- La liste des pièces de rechange recommandées.

Cette banque de données centralise l'information habituellement dispersée sinon introuvable. L'opérateur peut effectuer aisément la mise à jour de ces données.

Distribution des tâches d'entretien préventif

Pour chaque pièce d'équipement, il faut définir les tâches d'entretien préventif à accomplir, la fréquence d'exécution, le code de main-d'oeuvre, la date de dernière exécution et la priorité.

À St-Hyacinthe, les priorités d'exécution des tâches sont définies comme suit:

Priorité 1 Tâche dont l'exécution assure la sécurité du personnel et du public

Priorité 2 Tâche dont l'exécution assure la sécurité des bâtiments

Priorité 3 Tâche nécessaire à la survie du traitement biologique

Priorité 4 Tâche dont l'exécution évite des pannes d'équipement

Priorité 5 Tâche dont l'exécution est nécessaire au respect des normes d'effluent

Priorité 6 Tâche d'entretien d'équipement secondaire

Priorité 7 Tâche qui évite des nuisances à l'extérieur

Priorité 8 Tâche qui évite des nuisances à l'intérieur

Priorité 9 Tâche qui assure les qualités esthétiques ou le confort

La figure 5 illustre la distribution des tâches d'entretien préventif de quelques équipements.

Description des tâches d'entretien préventif

Les procédures d'entretien préventif peuvent être détaillées comme illustré à la figure 6 par la collecte des données suivantes:

- Une brève description de la tâche;
- Le code de main-d'oeuvre indiquant la spécialité et le nombre de personnes requises pour accomplir la tâche;
- Une évaluation du temps requis pour effectuer la tâche;
- La liste des outils requis;
- La liste des fournitures requises, tel que le type de lubrifiant;
- Une description aussi détaillée que voulue des procédures d'exécution.

# FIGURE 5

DISTRIBUTION DES TACHES D'ENTRETIEN PREVENTIF (TEP)
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10-09 Page 1

Code de main d'oeuvre (MO): TOUS
Equipement No: 303-AGC-A à 303-PCP-A Priorité No: 1 à 9

| No TEP | Description de la TEP | Priorité | Code MO | Dernière Exécution | Fréquence | Echéance |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Equip. No: 303-AGC-A | Description: Analyseur de gaz combustible | | | | | |
| 046 | Vérifier la calibration du zéro | 1 | OPE2 | 86-10-03 | 7 | 86-10-10 |
| 047 | Vérifier la plage de mesure | 1 | OPE2 | 86-09-26 | 30 | 86-10-26 |
| Equip. No: 303-GMC-A | Description: Grille automatique crémaillère | | | | | |
| 011 | Vérifier le niveau d'huile | 4 | MEC1 | 86-09-11 | 92 | 86-12-12 |
| 012 | Changer l'huile de la transmission | 4 | MEC1 | 86-06-04 | 183 | 86-12-04 |
| 013 | Vérifier les roulements du moteur | 4 | MEC1 | 85-07-05 | 730 | 87-07-05 |
| 014 | Laver la grille | 8 | MAN1 | 86-10-02 | 7 | 86-10-09 |
| 135 | Mesurer le voltage\ampérage du moteur | 4 | ELE2 | 86-07-15 | 365 | 87-07-15 |
| 139 | Vérifier et lubrifier roulements moteur | 4 | MEC1 | 86-07-22 | 365 | 87-07-22 |
| 143 | Vérifier l'excès de chaleur | 4 | OPE1 | 86-07-22 | 365 | 87-07-22 |
| 158 | Remplir la burette | 4 | MEC1 | 86-09-30 | 30 | 86-10-30 |
| 159 | Graisser l'engrenage et la burette | 4 | MEC1 | 86-09-30 | 30 | 86-10-30 |
| Equip. No: 303-PCP-A | Description: Panneau PCP-300 | | | | | |
| 048 | Nettoyer façade et intérieur du panneau | 4 | MAN1 | 86-09-03 | 92 | 86-12-04 |
| 049 | Vérifier l'état des raccords, contacts | 4 | ELE1 | 86-06-03 | 92 | 86-09-03 |
| 051 | Nettoyer boutons, lampes, sélecteurs | 4 | OPE1 | 86-09-04 | 92 | 86-12-05 |
| 112 | Vérifier lectures des instruments mesure | 4 | EXT1 | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 |
| 113 | Vérifier l'opération des contrôles | 4 | EXT1 | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 |

**FIGURE 6**

DESCRIPTION DES TACHES D'ENTRETIEN PREVENTIF (TEP)
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien

TEP No: 027 à 027 86-10- 9 Page 1

TEP No : 027 Description: Changer le filtre à air

Code de MO: MEC2 Temps requis: 0.5

Outils requis:
T002: Escabeau
T022: Sac à outil

Fournitures requises:
M030: Filtre des soufflantes

Instructions spéciales:
-Réduire le débit de l'appareil à sa valeur minimum.
-Mettre l'unité hors service et fermer les robinets d'isolation.
-Après remplacement, noter les pressions de fonctionnement.

Rapports

Une fois complétée la saisie des données énumérées ci-dessus, le programme est prêt à produire des rapports. À titre d'exemple, la figure 7 présente la succession des menus qui conduisent à la planification des tâches d'entretien préventif échues.

Liste d'entretien préventif échu. Il s'agit du principal rapport produit par le programme. Cette liste est imprimée chaque semaine pour planifier et effectuer l'entretien préventif (figure 8).

L'opérateur choisit comme date d'échéance le vendredi de la semaine suivante. Le programme compare alors la date de dernière exécution de chaque tâche à l'échéance choisie; lorsque le temps écoulé entre ces deux dates excède l'intervalle d'entretien, la tâche échue est insérée dans la liste.

La liste d'entretien préventif échu couvre tous les équipements, ainsi que tous les codes de main-d'oeuvre et toutes les priorités. Il est possible cependant de restreindre la liste à une gamme choisie d'équipement, à un code particulier de main-d'oeuvre (électricien par exemple) ou à un niveau de priorité donné. Une liste de haute priorité est particulièrement utile lorsque, pour une raison quelconque, le personnel disponible est insuffisant pour réaliser toutes les tâches d'entretien préventif. Les efforts sont alors consacrés aux tâches essentielles seulement.

À droite de la liste imprimée, une colonne est réservée aux initiales de l'ouvrier qui a exécuté la tâche et à la date d'exécution. Ces données seront utilisées pour la mise à jour des fichiers à la fin de la semaine.

Liste d'entretien préventif (EP) en retard. La liste d'EP en retard (figure 9) est un outil permettant au gestionnaire d'évaluer la capacité de l'équipe de travail à faire face au programme d'entretien préventif. Une importante liste d'EP en retard est un indice de l'insuffisance de la main-d'oeuvre affectée à l'entretien.

Cette liste est similaire à la liste d'EP échu, mais ne comporte que les tâches d'entretien préventif ayant plus de 10% de retard.

Par exemple, une tâche qui devrait être exécutée tous les 100 jours est incluse dans cette liste lorsque la différence entre la date d'échéance choisie et la date de dernière exécution excède 110 jours. Le pourcentage de retard est indiqué sur cette liste pour chaque tâche afin de permettre au gestionnaire d'évaluer la gravité du problème.

Liste des bons de travail (BT). Le programme permet de faire le suivi des bons de travail d'entretien correctif. Les données de base fournies à l'ordinateur au sujet des bons de travail sont les suivantes:

- Le numéro de travail et le numéro d'équipement;
- Une brève description du bon de travail;
- Le nombre d'heures prévues pour exécuter le travail (donnée optionnelle);
- Le nombre d'heures effectivement dépensées pour exécuter le travail;
- Le coût de la main-d'oeuvre et des pièces;
- Le nom du chef d'équipe ou de l'employé responsable.

La liste des bons de travail, illustrée à la figure 10, est accessible à l'usager via l'option «Rapports - Bons de travail» du menu principal.

Historique des bons de travail (BT). Le tri manuel des bons de travail par pièce d'équipement est une tâche fastidieuse; avec le programme, le résultat est instantané. Lorsque le gestionnaire désire réviser les bons de travail

## FIGURE 7, MENUS

```
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien

     RAPPORTS          A: Etat de l'entretien préventif
                       B: Renseignements sur l'équipement
                       C: Tâches d'entretien préventif
                       D: Bons de travail

     MISES À JOUR      E: Etat de l'entretien préventif
                       F: Renseignements sur l'équipement
                       G: Tâches d'entretien préventif
                       H: Bons de travail

     INSCRIPTIONS      I: Accomplissement des tâches
     QUOTIDIENNES      J: Création des bons de travail

                       Q: Quitter


     Choisir une option S.V.P.  :Q:
```

```
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
--------------------------------------------------------------------------

                  ETAT DE L'ENTRETIEN PREVENTIF (EP)

                    1: EP échu

                    2: EP en retard

                    3: Distribution des TEP

                    Q: Quitter (Retour au menu principal)



                  Choisir une option S.V.P. :Q:
```

```
                       ENTRETIEN PREVENTIF ECHU
==========================================================================

                       Echéance          [aa-mm-dd] :86-10-08:

                       Equipement No:          De :302-PRD-A :
                                               à :315-ESV-A :


                       Priorité No :           De  :1:
                                               à   :9:


                       Code de main d'oeuvre (MO)  : TOUS:


                       Voulez-vous imprimer la liste (O/N) ? :N:
```

# FIGURE 8

ENTRETIEN PREVENTIF (EP) ECHU
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10-09



Code de main d'oeuvre (MO): TOUS — Echéance : 86-10-07
Equipement No: 302-PRD-A à 300-GEL-A — Priorité No: 1 à 9

| No TEP | Description de la TEP | Priorité | Code MO | >10% de retard? | Dernière Exécution | Fréquence | Echéance | Exécuté par / Date |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Equip. No: 302-PRD-A | Description: Soufflante | | | | | | | |
| 024 | Vérifier niveau d'huile de l'engrenage | 4 | MEC1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| Equip. No: 303-PCP-A | Description: Panneau PCP-300 | | | | | | | |
| 049 | Vérifier l'état des raccords, contacts | 4 | ELE1 | OUI | 86-06-03 | 92 | 86-09-03 | |
| 112 | Vérifier lectures des instruments mesure | 4 | EXT1 | OUI | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 | |
| 113 | Vérifier l'opération des contrôles | 4 | EXT1 | OUI | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 | |
| Equip. No: 304-CON-A | Description: Convoyeur | | | | | | | |
| 022 | Vérifier l'état de la courroie porteuse | 4 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 023 | Nettoyer le racleur | 4 | MAN1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 160 | Vérifier le niveau d'huile du réducteur | 4 | MEC1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| Equip. No: 307-TBD-A | Description: Treuil | | | | | | | |
| 034 | Vérifier niveau d'huile de transmission | 4 | MEC2 | OUI | 86-09-26 | 7 | 86-10-03 | |
| Equip. No: 300-GEL-A | Description: Groupe électrogène | | | | | | | |
| 130 | Faire un exercice du groupe sans charge | 2 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 168 | Phase 1 sauf A.1 | 2 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 170 | Phase 1 A.1 | 4 | MEC1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 182 | Vérifier les lampes témoins | 2 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 184 | Vérifier et réparer toutes fuites | 2 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 188 | Vérifier niveau du liquide de batterie | 2 | OPE1 | | 86-09-30 | 7 | 86-10-07 | |
| 194 | Phase 4 | 2 | EXT1 | OUI | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 | |

# FIGURE 9

ENTRETIEN PREVENTIF (EP) EN RETARD

Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien

86-10-09 Page 1

Code de main d oeuvre (MO): TOUS Echéance : 86-10-07

Equipement No: 302-PRD-A à 315-ESV-A Priorité No: 1 à 9

| No TEP | Description de la TEP | Priorité | Code MO | Pourcentage de retard | Dernière Exécution | Fréquence | Echéance |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Equip. No: 303-PCP-A | Description: Panneau PCP-300 | | | | | | |
| 049 | Vérifier l'état des raccords, contacts | 4 | ELE1 | 36 | 86-06-03 | 92 | 86-09-03 |
| 112 | Vérifier lectures des instruments mesure | 4 | EXT1 | 25 | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 |
| 113 | Vérifier l'opération des contrôles | 4 | EXT1 | 25 | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 |
| Equip. No: 307-TBD-A | Description: Treuil | | | | | | |
| 034 | Vérifier niveau d huile de transmission | 4 | MEC2 | 57 | 86-09-26 | 7 | 86-10-03 |
| Equip. No: 308-GEL-A | Description: Groupe électrogène | | | | | | |
| 194 | Phase 4 | 2 | EXT1 | 25 | 85-07-05 | 365 | 86-07-05 |

**FIGURE 10**

LISTE DES BONS DE TRAVAIL (BT)
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10- 9 Page 1

BT No: 86032401 à 86042502

BT No - 86032401 Equipement No - 303-GMC-A Date du BT - 86-04-28
Description du BT: Remplacer un amortisseur du rateau
Heures prévues - 2.5 Heures dépensées - 2.0
Coût de la MO - $ 60 Coût des pièces - $ 250
Employé: 439 - AUDET, Pierre

BT No - 86041801 Equipement No - 309-DES-A Date du BT - 86-04-28
Description du BT: Remplacer un diffuseur d'air
Heures prévues - 4.0 Heures dépensées - 4.5
Coût de la MO - $ 105 Coût des pièces - $ 100
Employé: 439 - AUDET, Pierre

BT No - 86042501 Equipement No - 305-VAS-A Date du BT - 86-04-28
Description du BT: Ajouter garniture d étanchéité au couvercle
Heures prévues - 5.0 Heures dépensées - 6.0
Coût de la MO - $ 120 Coût des pièces - $ 75
Employé: 455 - DUBORD, Jean

BT No - 86042502 Equipement No - 305-VAS-B Date du BT - 86-04-28
Description du BT: Ajouter garniture d'étanchéité au couvercle
Heures prévues - 5.0 Heures dépensées - 6.0
Coût de la MO - $ 120 Coût des pièces - $ 75
Employé: 455 - DUBORD, Jean

accumulés pour une pièce d'équipement en particulier, il commande l'historique des bons de travail de cet équipement (figure 11). Ce rapport donne le numéro du bon de travail, la date de fermeture du BT, une description sommaire du BT, les heures dépensées et le coût des pièces (fournitures, pièces de rechange ou d'équipement).

L'historique peut être limité à une gamme d'équipement ou à une période de temps.

Relevés des dépenses de réparation. Le relevé des bons de travail va plus loin que le simple historique. Ici est faite la somme de tous les travaux d'entretien correctif réalisés pour chaque pièce d'équipement. Les coûts totaux de pièces et de main-d'oeuvre sont comparés au coût initial de l'équipement par le biais du ratio:

$$\frac{CT}{CA} = \frac{\text{Coût total d'entretien correctif}}{\text{Coût d'achat original}}$$

La figure 12 présente un exemple de ces rapports.

L'analyse des relevés des bons de travail permet d'identifier indiscutablement l'équipement problème, ou l'équipement nécessitant beaucoup d'entretien. Un ratio CT/CA supérieur à 1 dénote de coûts d'entretien dépassant le coût d'achat de l'équipement. Cette analyse peut servir à justifier le renouvellement d'équipement dont l'entretien est devenu trop coûteux.

## CONCLUSION

Il est important de souligner que l'utilisation d'un système informatisé de gestion d'entretien n'est pas une panacée. L'implantation d'un tel système est tout aussi élaborée que la mise sur pied d'un système manuel puisque la collecte des données est la même. C'est à l'opération que le système informatisé déploit ses avantages, par la rapidité et l'efficacité avec lesquelles il traite les données et produit les rapports.

# FIGURE II

HISTORIQUE DES BONS DE TRAVAIL (BT)
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10- 9



Equipement No: 303-GMC-A à 309-DES-A  Du: 85- 7- 1  Au: 86-10- 9

| No d'équipement | No du BT | Date du BT | Description du BT | Heures dépensées | Coût des pièces |
|---|---|---|---|---|---|
| 303-GMC-A | 86032401 | 86-04-28 | Remplacer un amortisseur du rateau | 2.0 | 250 |
| 305-VAS-A | 86042501 | 86-04-28 | Ajouter garniture d'étanchéité au couvercle | 6.0 | 75 |
| 305-VAS-B | 86042502 | 86-04-28 | Ajouter garniture d'étanchéité au couvercle | 6.0 | 75 |
| 309-DES-A | 86041801 | 86-04-28 | Remplacer un diffuseur d'air | 4.5 | 100 |

## FIGURE 12

RELEVE DES DEPENSES DE REPARATION
Usine d'épuration de St-Hyacinthe - Système de Gestion d'Entretien
86-10- 9 Page 1

Equipement No: 303-GMC-A à 309-DES-A Du: 85- 7- 1 Au: 86-10- 9

| No d'équipement | Nombre de BT | Coût de la MO | Coût des Pièces | Coût Total | Coût d'achat | CT/CA |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 303-GMC-A | 1 | $ 60 | $ 250 | $ 310 | $ 30100 | 0.0103 |
| 305-VAS-A | 1 | $ 120 | $ 75 | $ 195 | $ 9450 | 0.0206 |
| 305-VAS-B | 1 | $ 120 | $ 75 | $ 195 | $ 9450 | 0.0206 |
| 309-DES-A | 1 | $ 105 | $ 100 | $ 205 | $ 40000 | 0.0051 |

RÉFÉRENCES

CH2M Hill, COMPs Maintenance Management System, Version 1.2, Septembre 1983.

BORDEN, Coulter, Computerized Preventive Maintenance, The Emerson Consultants, Inc., New York, juin 1986.

BORDEN, Coulter, Organization and Management of a Preventive Maintenance Program, The Emerson Consultants, Inc., American Management Associations Seminar, New York, 1985.

BOULAY, Pierre et Yvon Séguin, Bilan de l'an un de la station d'épuration de la CUM, Sciences et techniques de l'eau, vol. 10, n° 3, p. 226, août 1986.

HIGGINS, Lindley R. et L.C. Morrow, Maintenance Engineering Handbook, Third Edition, McGraw-Hill Book Company, 1977.

# MICROBIOLOGY OF ACTIVATED SLUDGE

Nellie J. Brown

The Layhaunts Group
East Amherst, NY

## A BIOLOGICAL APPROACH

This is a biological approach (see Figure 1) to the activated sludge process which is intended to enhance more conventional approachs. We will explore relationships rather than use formulas or mathematics.

Activated sludge can be considered as a living artificial environment in which organisms may be subjected to stress. As in any environment, the organisms which survive the stress serve as indicators of the nature of that stress. Using this approach, the operator can observe activated sludge organisms under a microscope and determine the health of the process or the nature of an upset and, from these observations, determine the action necessary to control or eliminate the problem.

What would you see in a microscopic scan of activated sludge mixed liquor? Clumps of bacteria called floc (see Figure 2), and small animals, protozoa and metazoa (see Figure 3). A healthy system is characterized by large numbers of species (see Table 1). Too little diversity with the predominance of few organisms indicates that some kind of stress is favoring specific organisms. We can use these observations to determine what the stress is most likely to be.

TABLE 1: SOME ECOLOGICAL PRINCIPLES

| | |
|---|---|
| Diverse conditions -------> | More species |
| Abnormal conditions ------> | Fewer species but greater numbers |
| More species -------------> | More stable |

The bacteria which predominate in floc are not the same types which predominate in raw sewage because the process selects the working population. The floc itself is composed of bacteria in two growth forms: microstructure and macrostructure.

## MICROSTRUCTURE

# A BIOLOGICAL APPROACH TO WASTEWATER TREATMENT

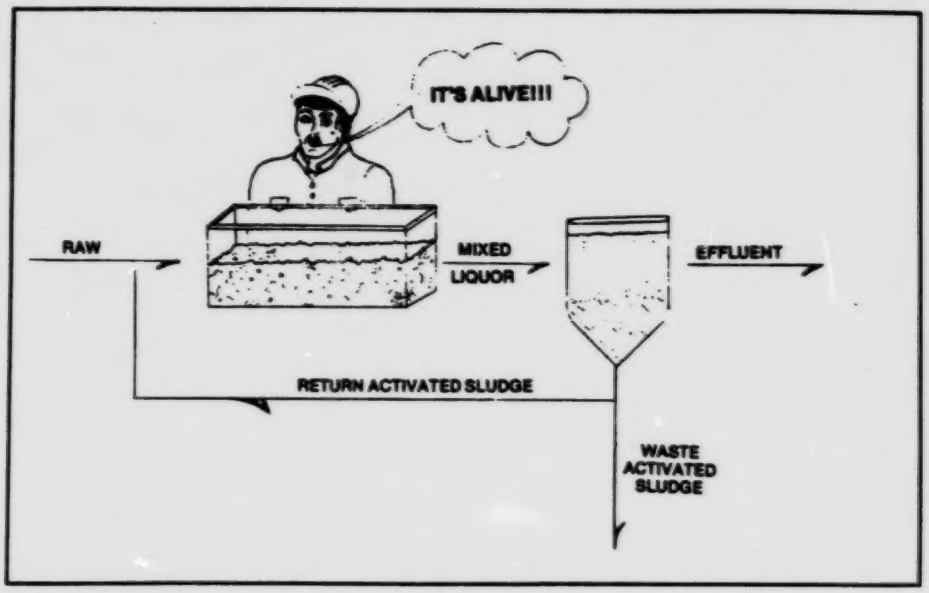



FIGURE 1

FIGURE 2

Figure 3: Filinia rotifers and embryos 100X Bright-field. Photomicrograph by N. Brown.



Figure 6: Type 021N. 100X Phase-contrast. Photomicrograph by Dr. Peter Strom. Rutgers Univ.



Figure 13: Bulking sludge (mostly 021N). 100X Phase-contrast. Photomicrograph by Dr. Peter Strom. Rutgers University.

Microstructure (see Figure 4) consists of individual bacterial cells held together in clumps by excreted exocellular polymers which look like fine branching fibrils. Flocculation is extremely important since unflocculated cells form unsettleable suspensions which are difficult to dewater. Exocellular polymers on the surface of bacteria have charged functional groups (see Figure 5). These charges enable floc to respond to metals and to polyelectrolytes.

Exocellular material is ultimately degraded only after long periods of endogenous respiration, or prolonged sludge storage before dewatering, when redispersion of the cells occurs. Thus, the degree of flocculation provides clues to the age and F/M of a system. If F/M is too high or floc too young, or at the other extreme, if F/M too low or floc too old, floc size is very small or nonexistent (dispersed growth).

## MACROSTRUCTURE

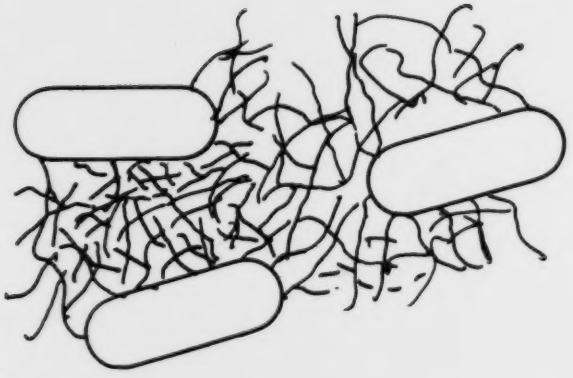
The floc macrostructure consists of a skeleton of filamentous bacteria which serves as the backbone for the "flesh" of the floc-forming bacteria (see Figure 6). It is stronger than microstructure and better able to withstand shear forces. The size distribution of floc reflects the turbulence of a system and shows the maximum floc size achievable for each level of structure.

## FLOC MICROENVIRONMENT

The bacteria perform the principal task of removing pollutants from sewage. What do bacteria experience living as flocs? Oxygen, food, and nutrients must diffuse into the floc interior from the bulk liquid. Diffusion is dependent upon mean floc size, floc size distribution, and floc shape (see Figure 7). To obtain substances necessary for growth in the interior, the floc must maximize its surface area. The sphere (see Figure 8) has size limitations if inner floc organisms are to be viable since it encloses the most volume for the least surface area. To increase surface area, the disk or cylindrical shape is favored (see Figure 9).

Since the location of bacteria in the floc determines the availability of oxygen, food, and other required substances, not all the biomass is growing at the same rate. In fact, the food uptake observed is a reduced rate, not the maximum possible, since only organisms at the floc surface can exhibit the highest rate (see Figure 10). Thus, biomass viability is not accurately measured by MLVSS, but rather by parameters such as oxygen uptake rate, substrate uptake rate, DNA, and ATP (see Figure 11).

The DO required for floc penetration changes with changing F/M and, in activated sludge, food concentration, and thus oxygen demand, are always changing. The ability of bacteria to accumulate and store food are essential to survival. Accumulative capacity is more

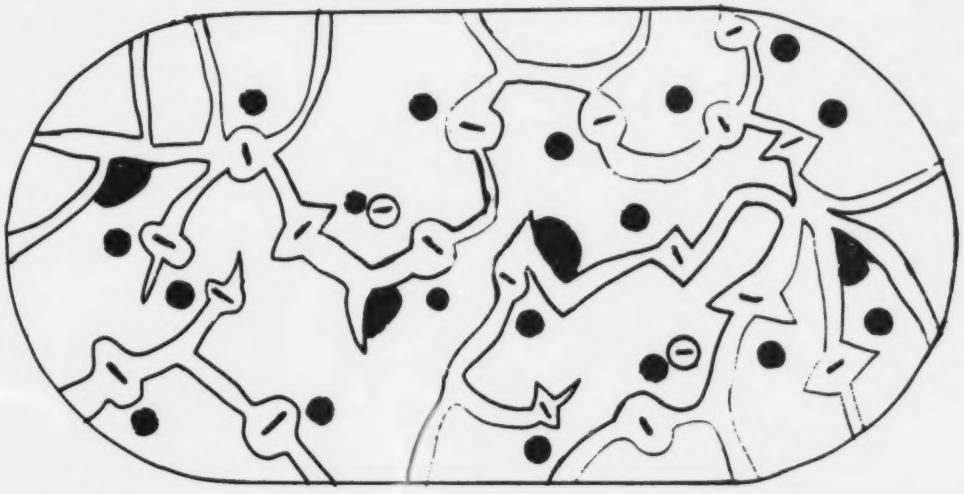


MICROSTRUCTURE

FIGURE 4

(FRIEDMAN 1968)

BIOLOGICAL
ION-EXCHANGE
RESIN



MATRIX CARBOXYLATE

MATRIX PHOSPHATE

SORBED ELECTROLYTE

COUNTER IONS

CO-IONS

FIGURE 5 (BRITTON 1980)

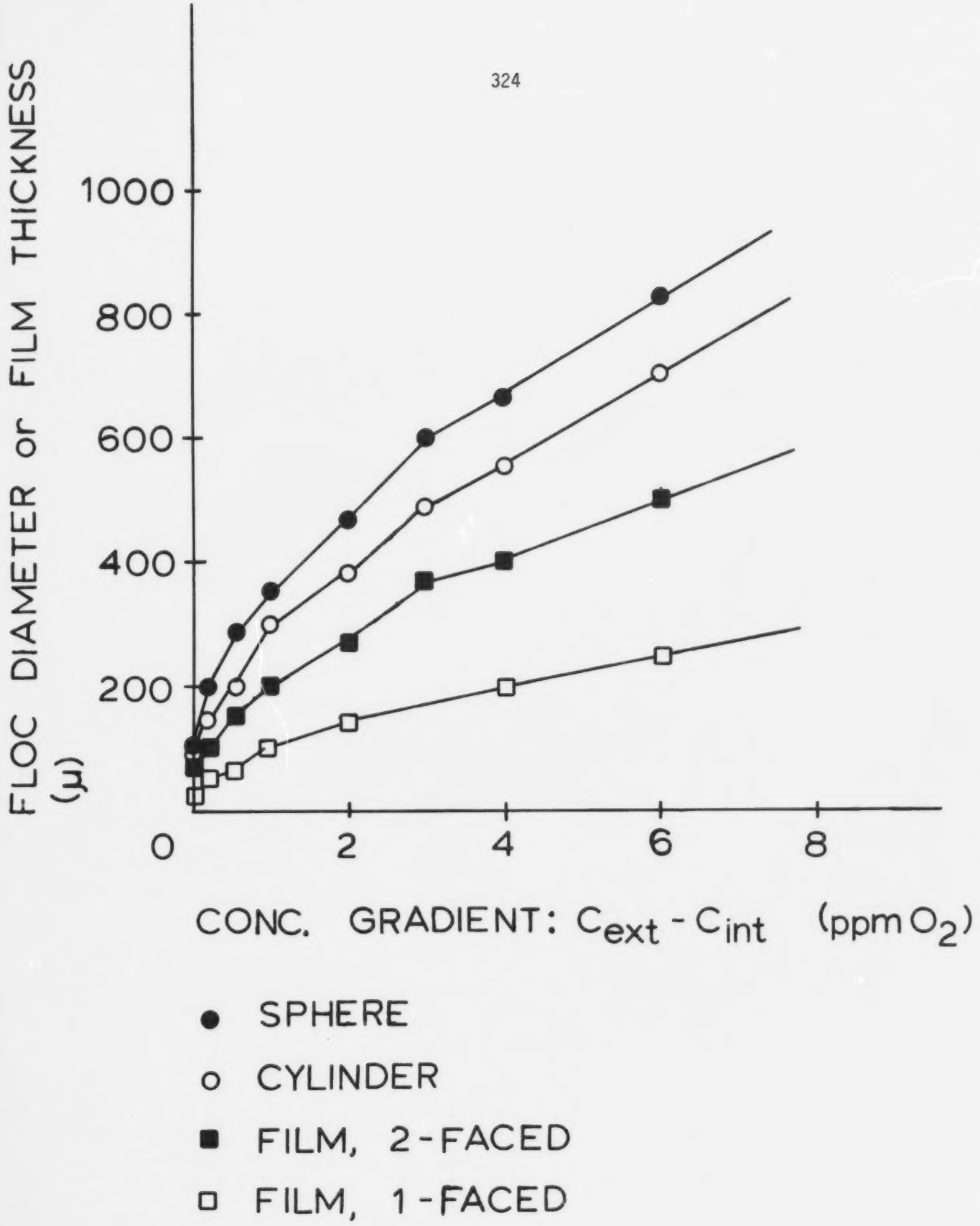
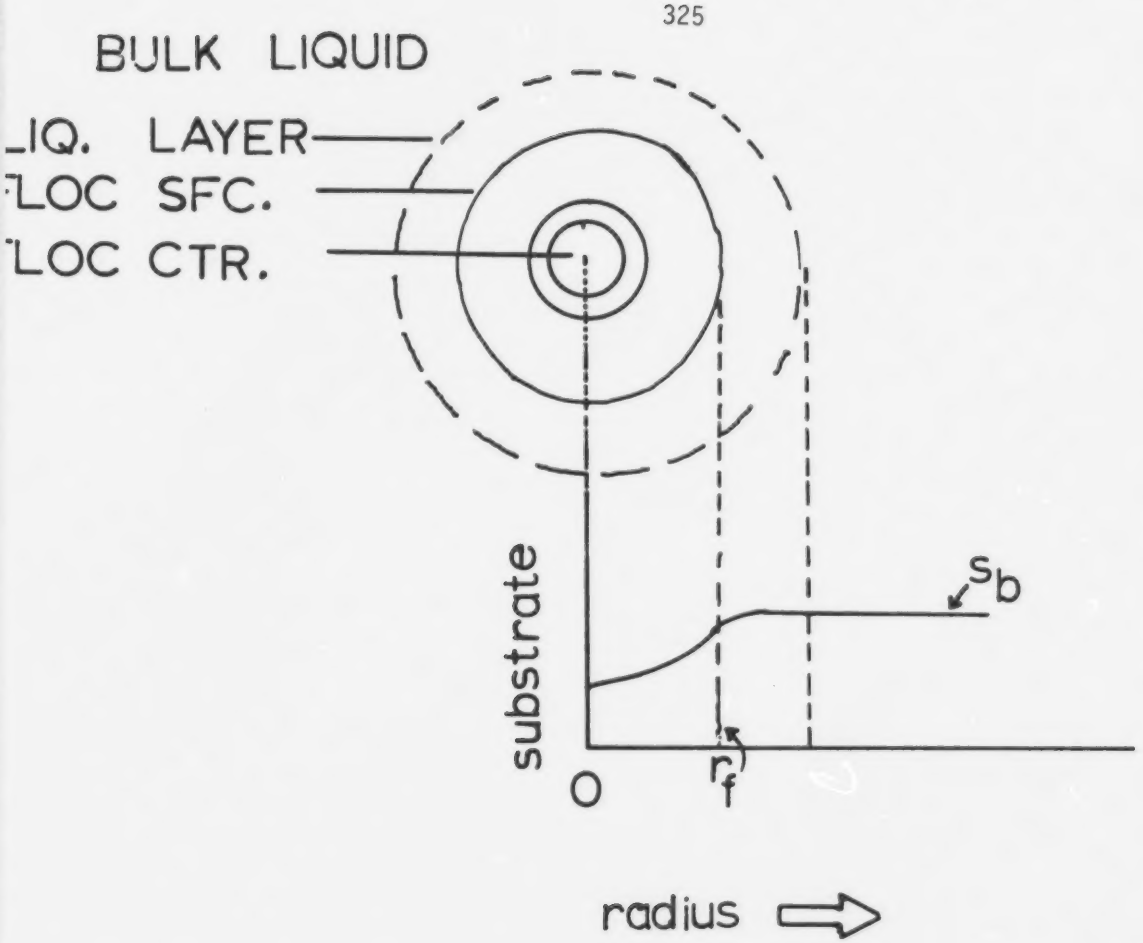


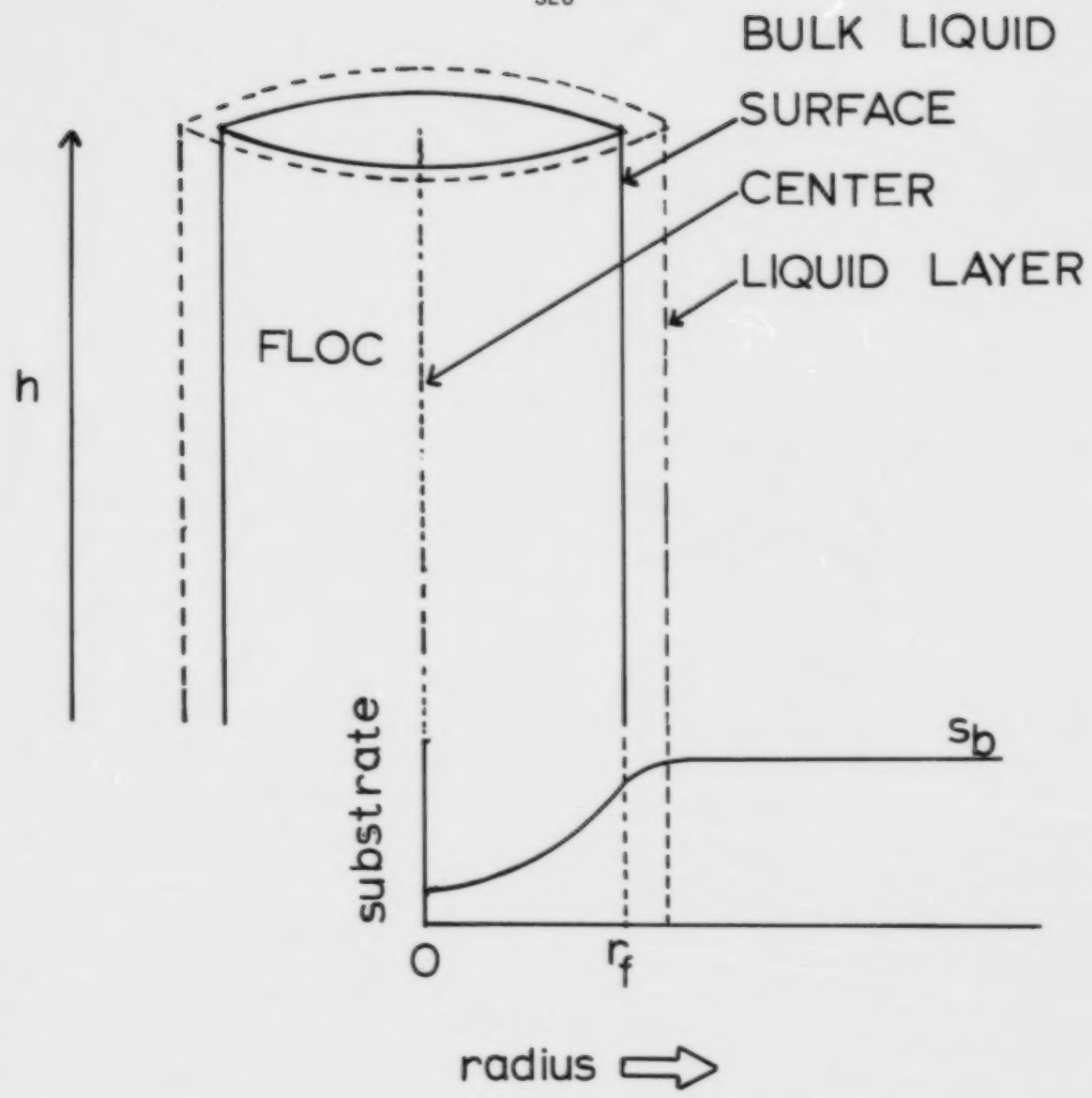

FIGURE 7 (ENGLANDE et al 1973)




SPHERICAL FLOC

FIGURE 8

(LAU 1984)




CYLINDRICAL FLOC

FIGURE 9

(LAU 1984)

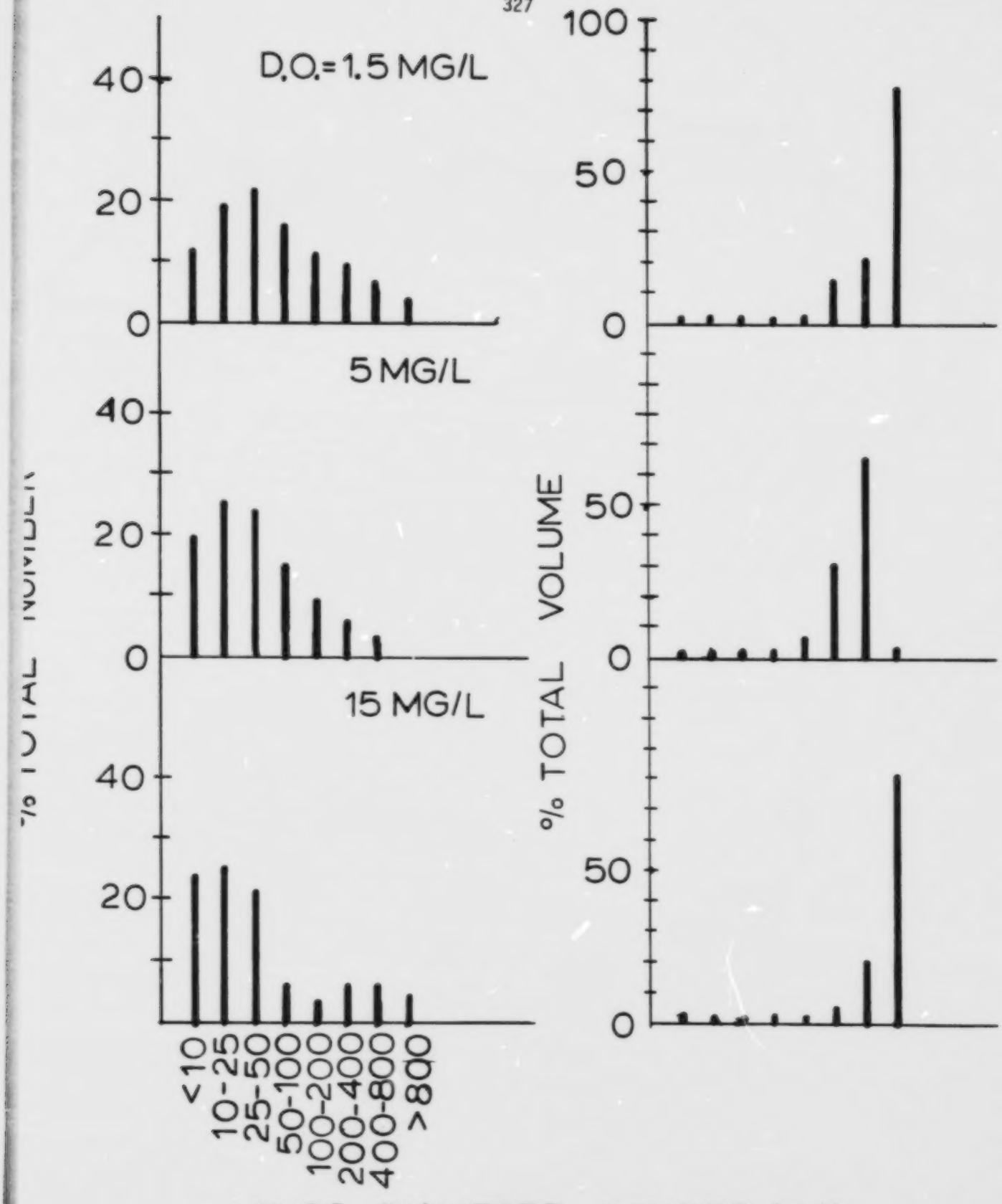



FIGURE 10 (KNUDSON 1982)

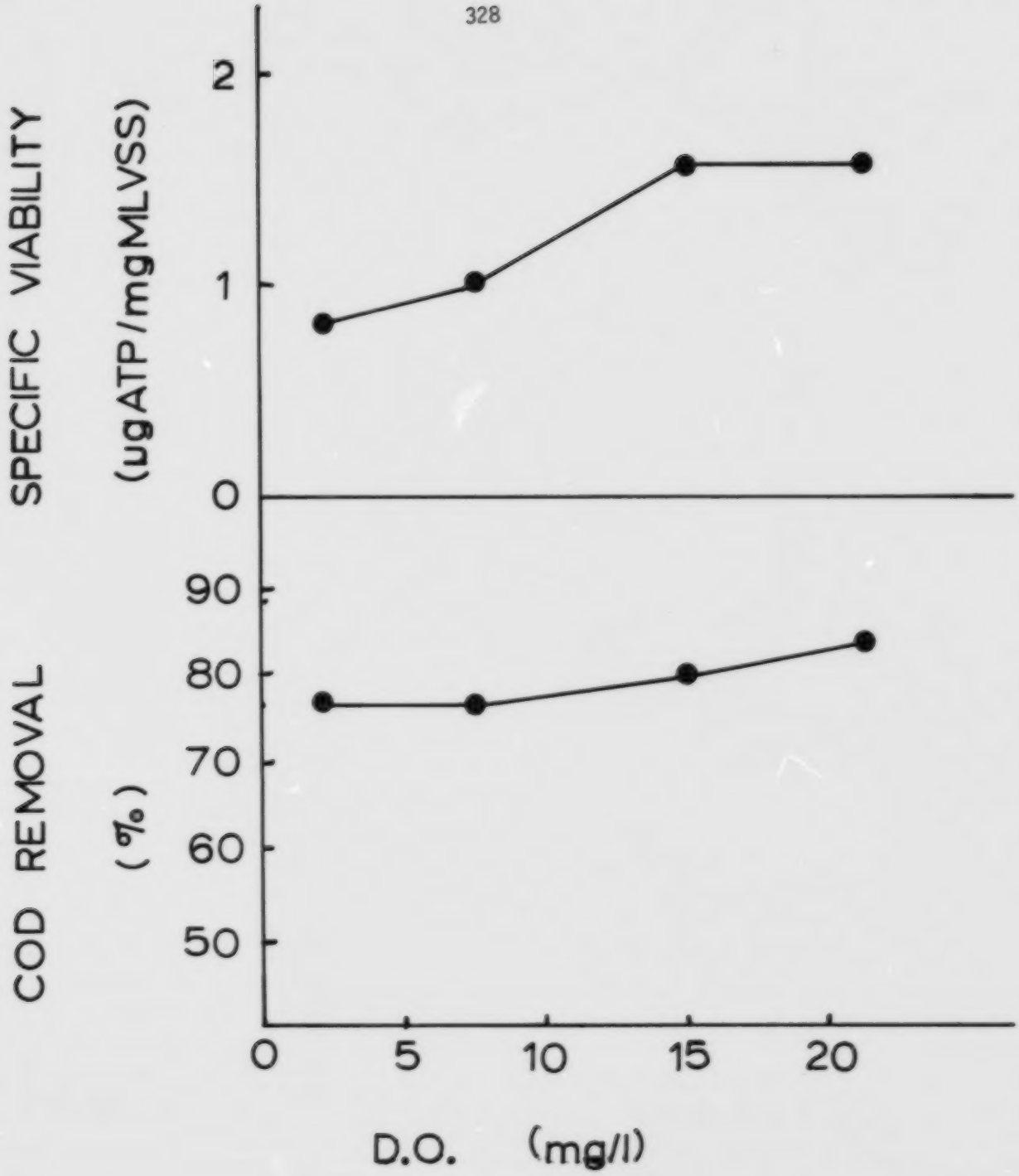



FIGURE 11

(WILLIAMSON & NELSON 1981)

important than storage capacity because it selects the survivors in the activated sludge process.

## PROCESS UPSETS

Process upsets have distinctive characteristics for which a microscopic examination is well suited.

The process upset known as bulking involves poor settling and compaction of floc and a high sludge volume index. Regular microscopic observations can provide warning that the floc macrostructure is beginning to extend beyond the floc surface (see Figure 12); the floc is becoming filamentous. The balance between floc-formers and filaments has been disrupted causing filaments to be favored (see Figure 13). (Filaments may have an external source, so the raw sewage should be checked microscopically. The remedial action to be discussed can only deal with in-plant generated filaments.)

Bulking may have a variety of causes: low dissolved oxygen concentration, very high F/M, very low F/M, nutrient deficiency, high sulfide concentration, and low pH. Different bulking causes favor different types of microorganisms (see Table 2).

TABLE 2: TYPES OF MICROORGANISMS ASOCIATED WITH PROBABLE CAUSES OF FILAMENTOUS BULKING (Richard, 1981)

| Suggested Causative Conditions | Indicative Filament Types |
|---|---|
| Low F/M | M. parvicella, Nocardia, 0041 H. hydrossis, 0675, 0092, 0581, 0961, 0803 |
| Low D.O. | 1701, S. natans, possibly 021N, Thiothrix, and 1863 |
| Sulfides | Thiothrix, Beggiatoa, possibly 021N |
| Low pH | Fungi |
| Low N and/or P | Thiothrix, possibly 021N |

Filaments are macrostructure and are located within the floc where DO, food, and nutrients are at the lowest concentration. The cylindrical shape of a filament gives it a much greater surface area to volume ratio than a clump of cells. Thus, filaments have a competitive advantage over floc-forming organisms when growth limiting factors are in short supply. The filaments do not grow at a rapid rate under these

FIGURE 12

0 FILAMENTS ALMOST ABSENT

1 SMALL NO'S OF FILAMENTS

2 MODERATE NO'S OF FILAMENTS

3 LARGE NO'S OF FILAMENTS

4 EXCESSIVE NO'S OF FILAMENTS

(EIKELBOOM 1982)

conditions, they are simply favored over floc-formers (see Table 3 and Figure 14).

TABLE 3: VOLUME-AVERAGED SPECIFIC GROWTH RATES FOR S.natans AND THE FLOC FORMER IN A 200-um DIAMETER SPHERICAL FLOC. (Lau, 1984)

| Bulk Substrate (mg/l) | | Growth Rate (1/day) | |
|---|---|---|---|
| Glucose | D.O. | Floc-former | S. natans |
| 20 | 1 | 4.3 | 3.5 |
| 100 | 1 | 5.0 | 5.2 |
| 100 | 2 | 6.8 | 5.6 |

As floc-former growth rate falls off due to low DO, food, or nutrients, filaments begin to emerge from the floc surface. For filaments, the growth conditions are now changed; with exposure to higher metabolite concentrations, growth can occur at an even faster rate. As an extensive network of filaments forms, (see Figure 15) it can serve as the backbone upon which floc-forming bacteria can condense and form larger flocs. Larger flocs foster metabolite limitation problems in the floc interior -- so the problem intensifies. In the turbulent environment of the aeration basin, long filaments can break off and exit in the effluent giving it a turbid appearance.

## BULKING AND SOME ASPECTS OF PLANT DESIGN

In general, where very low or very high F/M is a problem, manipulation of sludge loading is required. Is there a relationship between sludge loading and SVI? Yes, there is; you can have any relationship you want (see Figure 16). Loading alone is not the answer, but rather how the loading is applied to the system. Plant configurations vary and, moreover, there are no true completely-mixed or plug-flow activated sludge plants (see Figure 17); all experience some short-circuiting or back-flow. The biomass of a complete-mix system tends to experience lower organic loadings and lower oxygen supply because oxygen and food are diluted by the contents of the aeration basin. These limiting conditions are appropriate for filaments to predominate.

In the plug-flow system, the biomass meets the incoming sewage and is isolated from earlier and later mixed liquor by the compartmentalization of this system. The first compartment experiences high floc loading which gives floc-formers the advantage (see Figure 18). Also, this isolation enables oxygen to be concentrated on a

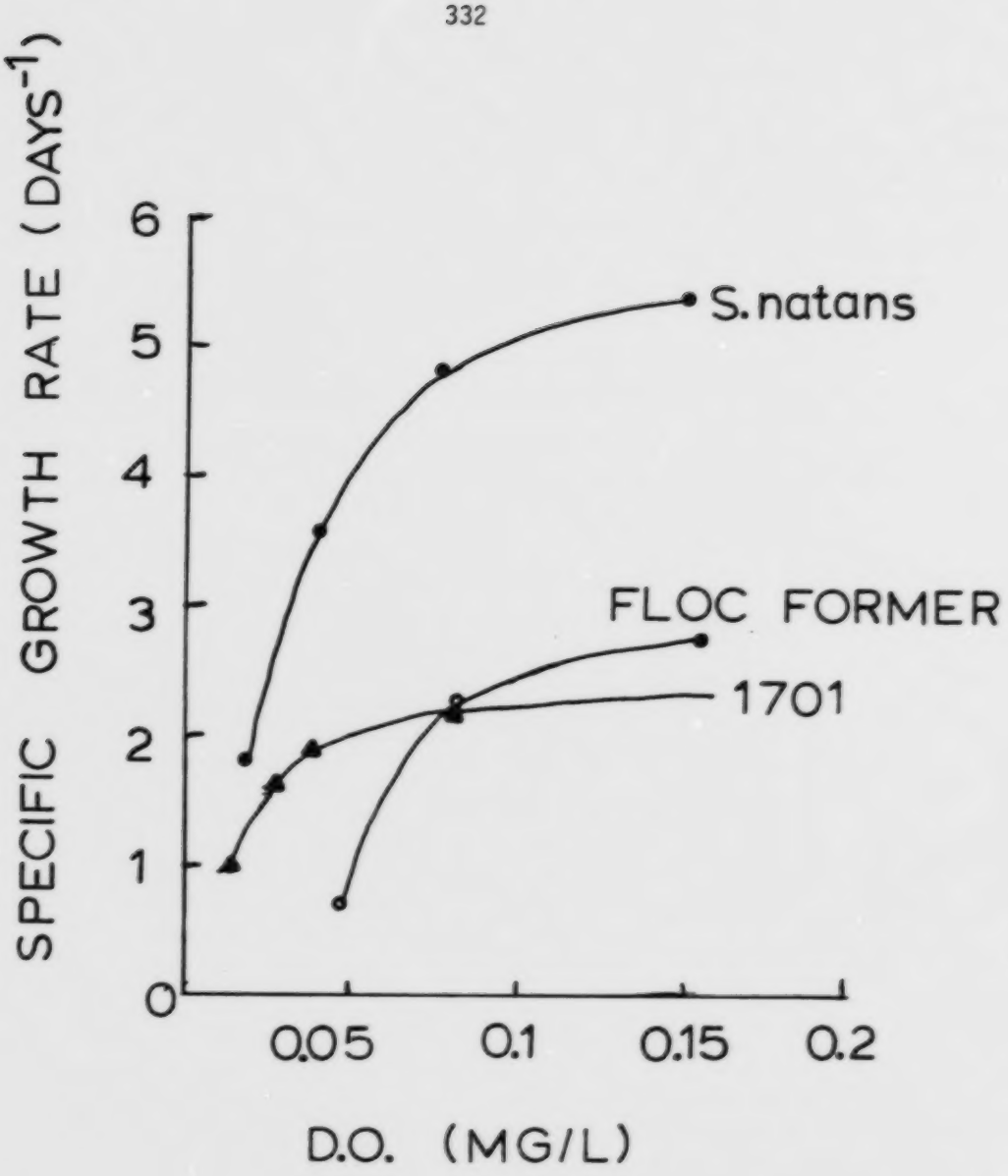



FIGURE 14

(RICHARD 1985)

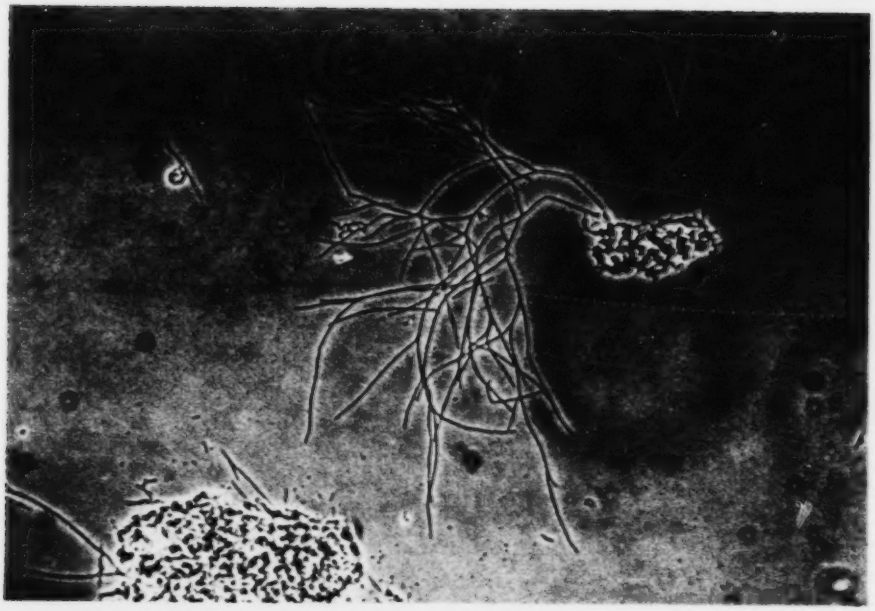
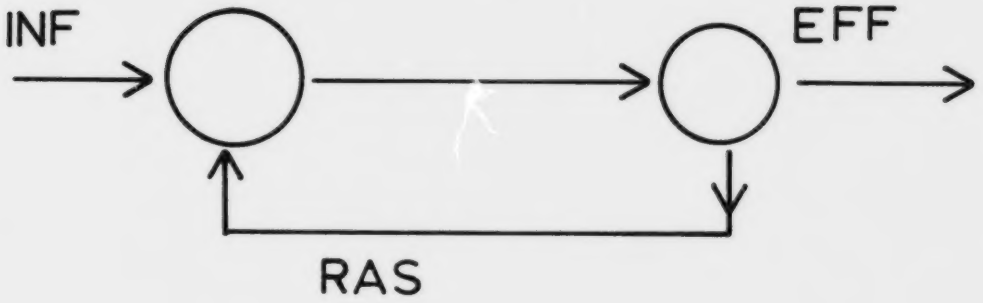


Figure 15: Bulking sludge (S. natans). 100X Phase-contrast. Photomicrograph courtesy of Dr. Peter Strom. Rutgers University.

Figure 16

"COMPLETELY-MIXED" SYSTEM




"PLUG-FLOW" SYSTEM

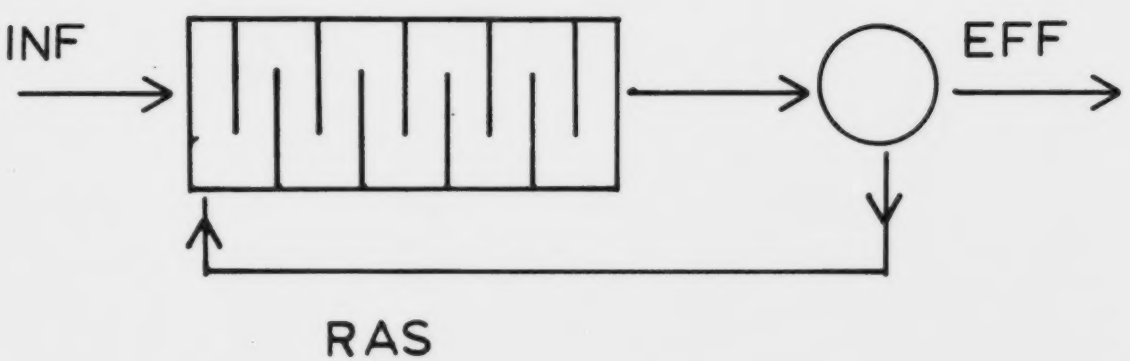



FIGURE 17

(RENSINK 1982)

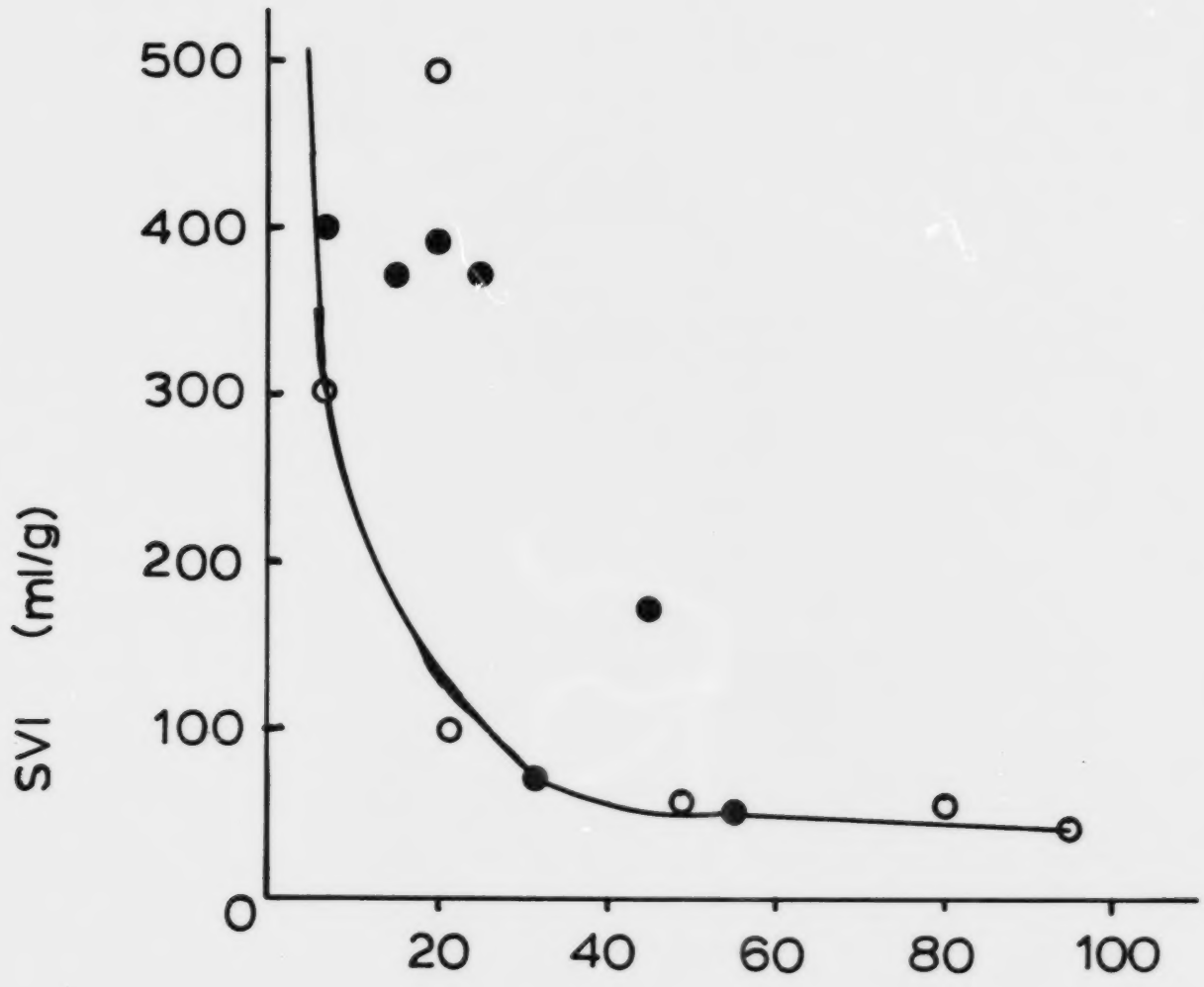



FIGURE 18

(CHUDOBA 1985)

small portion of the biomass at a time and thus is directed toward the area of greatest demand. Thus, feeding pattern is more important than loading (see Figure 19). Higher loadings favor floc-formers because filaments cannot exploit their higher surface area/volume ratio and thus have no competitive advantage.

The particular filaments which characterize each type of bulking have a distinctive appearance and morphology (see Figure 20 and Table 4). If we identify the filament, the cause is known and correctable.

TABLE 4: CHARACTERISTICS EMPLOYED IN IDENTIFICATION OF FILAMENTOUS MICROORGANISM TO TYPE (Jenkins, 1980)

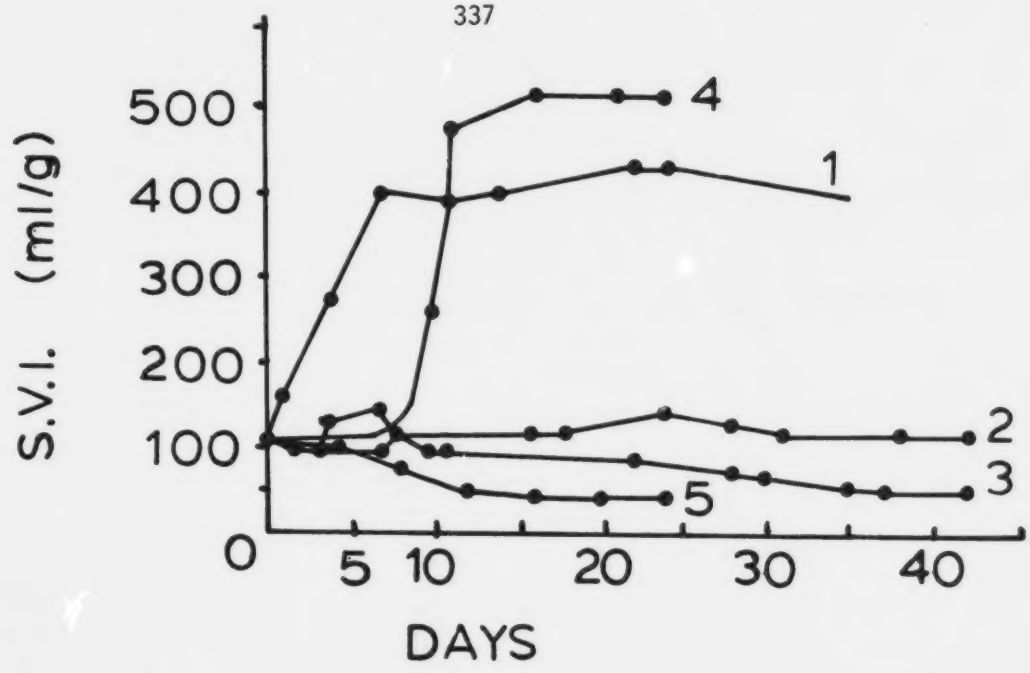
| Filament: | Staining: | Presence of: |
|---|---|---|
| Diameter | Gram | Branching |
| Length | Neisser | Gliding motility |
| Shape | | Sheath |
| Location | | Attached unicells |
| | | Sulfur granules |
| Cell: | | Other inclusions |
| Shape | | Crosswalls |
| Length | | |

Microscopic filament identification techniques can quickly identify to species or type. Microscopic observation can also be used to diagnose the thick stabilized foam caused by the short branched filament of Nocardia.

Bulking remedies are long-term strategies because changing growth conditions alone requires time on the part of the biomass to respond to the change: the filaments must be washed and wasted from the system so that the floc-formers can predominate. If effluent quality is deteriorating rapidly, it may be necessary to use a short-term strategy involving the use of a strong oxidizing agent applied to the biomass (generally the RAS) as a toxicant; such as chlorine (see Figure 21), hydrogen peroxide, or potassium permanganate. Since the filaments are exposed beyond the floc surface and have their high surface area to volume ratio, they are more susceptible to such toxicants than the floc-formers. Microscopic observation can be used to monitor this type of treatment by observing the effects on the cells within the filaments as dosage rates are adjusted.

## EFFLUENT TURBIDITY

Another process upset which responds well to diagnosis by microscopic observation is effluent turbidity. Where this problem is caused by deflocculation, the lack of macrostructure is evident: the floc-formers have been favored over the filaments which have virtually disappeared. Effluent turbidity has a variety of other causes with




1. COMPLETE-MIX
2. PLUG-FLOW
3. BATCH
4. STEP LOADING
5. STEP-SLUDGE

LOADING = 300g$BOD_5$/kgMLSS·DAY

FIGURE 19

(RENSINK 1982)

## SURVEY OF THE CHARACTERISTICS OF THE FILAMENTOUS MICROORGANISMS INSERTED IN THE IDENTIFICATION KEYS

| | PHASE CONTRAST MICROSCOPE; 700–1000 x | | | | | | | | | | | | | | | | BRIGHT FIELD | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | branching | motility | shape filaments: straight or slightly bent | shape filaments: coiled or twisted | length filaments <200 µm | attached growth of unicellular organisms | sheath present | crosswalls clearly visible | diameter cells: < 1.0 µm | diameter cells: 1.0–2.2 µm | diameter cells: > 2.5 µm | rectangular or square cells | cells rounded (ovoid, spherical, disc-shaped or rod-shaped) | sulfur deposited in the cells: in vivo | sulfur deposited in the cells: after applying the S-test | PHB 9) granules present | Gram stain: positive | Gram stain: negative | Neisser stain: positive | Neisser stain: negative |
| Beggiatoa | | + | + | + | ± | | | +3) | + | + | + | +3) | | + | + | | | + | | + |
| "Cyanophyceae" | | ± | + | | | | ? | + | | | + | + | | | | | ± | + | | + |
| Flexibacter | | + | + | + | + | | | ± | + | + | | + | + | | | | | + | | + |
| Fungi | + | | + | | | | | + | | + | + | + | | | | | 4) | 4) | | + |
| N.hydrossis | | | + | | + | ± | + | | + | | | ▪ | ▪ | | | | | + | | + |
| M.parvicella | | | | + | + | ± | | | + | | | ▪ | ▪ | | | | + | | +6) | |
| Nocardia | + | | | + | + | | | | + | | | ▪ | ▪ | | | | + | | | + |
| N.limicola I | | | + | + | + | | | | + | | | | + | | | | + | | +7) | |
| N.limicola II | | | | + | + | | | + | + | + | | | + | | | | + | | +7) | |
| N.limicola III | | | | + | + | | | + | | + | | | + | | | | + | | +7) | |
| S.natans | +1) | | + | | ± | + | + | + | | + | | | + | | | ± | | + | | + |
| Thiothrix | 2) | | + | | + | | + | +3) | + | + | | +3) | +3) | ± | + | | | + | | + |
| Type 0041 | | | + | | ± | ± | + | + | ± | + | | + | | | ±8) | | + | ± | | + |
| Type 0092 | | | + | | + | | | | + | | | ▪ | ▪ | | | | | + | +7) | |
| Type 021N | 2) | | + | | ± | | | + | ± | + | | ± | + | | ±8) | | | + | | + |
| Type 0581 | | | | + | + | | | | + | | | ▪ | ▪ | | | | | + | | + |
| Type 0803 | | | + | | + | | | + | + | | | + | | | | | ± | + | +8) | + |
| Type 0914 | | | + | | + | | | +3) | + | | | +3) | | + | | | + | | | + |
| Type 0961 | | | + | | | | ? | + | | + | | + | | | | | | + | | + |
| Type 1701 | ±1) | | + | + | + | + | + | + | + | | | | + | | | ± | | + | | + |
| Type 1851 | | | + | | ± | + | + | ± | + | | | ▪ | ▪ | | | | +5) | | | + |
| Type 1863 | | | + | + | + | | | + | + | | | | + | | | | | + | | + |

± = sometimes; ? = unknown; ▪ = cell shape usually not visible by phase contrast microscopy;

1) falsely branched; 2) sometimes formation of rosettes; 3) only visible after removal of the sulfur inclusions

4) Fungi do not stain by the Gram stain; 5) faintly; 6) granules; 7) filaments grey-blue; 8) small granules;

9) poly-ß-hydroxy butyric acid

FIGURE 20 (EIKELBOOM et al 1981)

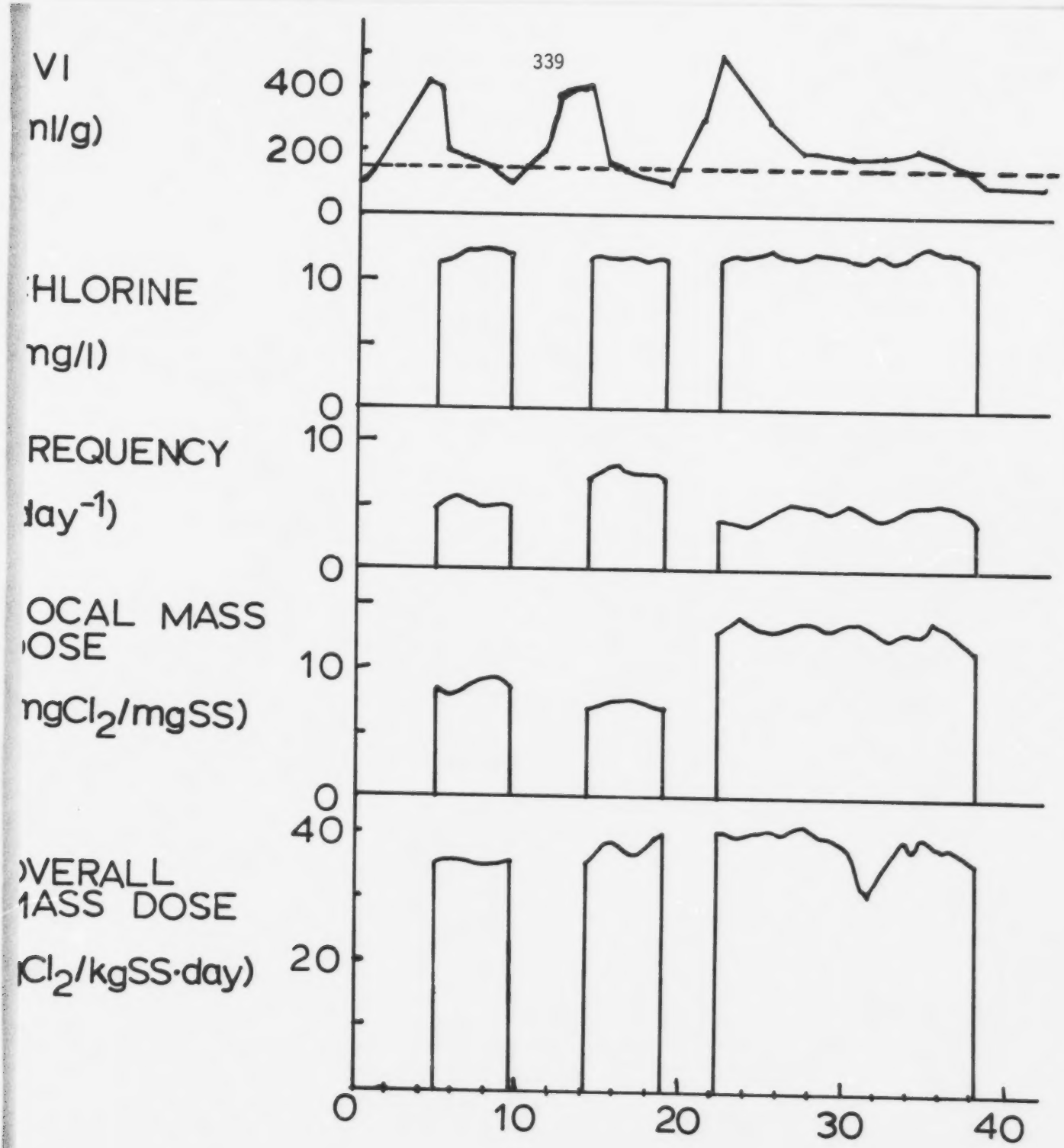



FIGURE 21

(JENKINS 1982)

specific characteristics such as:

1. Toxic shock.
2. Overchlorination for bulking control.
3. Prolonged anaerobic conditions in some part of the plant (24-48hrs.). (Since filaments are strict aerobes, although some are microaerophilic.)
4. Breakage of bulking filaments.
5. Prolonged sludge age, extended aeration, contact stabilization causing cell lysis and the loss of microstructure.
6. Salinity effects in which shock loads of salt (such as road salt from runoff) can cause considerable cell lysis.

## PROTOZOA AND METAZOA

The second layer of floc organization involves the protozoa and metazoa which feed on bacteria, organic debris, or each other. Protozoa are present in fewer numbers in comparison to their food supply and are large and easy to observe (see Figure 22 and 23). Since their survival reflects changes in their food supply, they are excellent early warning indicators of changes in the activated sludge process.

To be an efficient organism, that is, to grow and reproduce quickly, you want to use as little as possible of your food for movement and as much as possible for growth and division. In the activated sludge process, food (either free-swimming bacteria or floc-surface bacteria) becomes scarcer as sludge age increases or as F/M loading decreases. Thus, the protozoal population shifts (see Table 5) as food-gathering efficiency reflects varying sludge age or F/M.

The least efficient protozoa are flagellates which use the most energy to get food because their method of propulsion requires so much energy (see Figure 24). Large amounts of free-swimming bacteria are generally available in very young systems or systems highly loaded with readily utilizable food which encourages dispersed bacterial growth.

Free-swimming ciliates are more efficient. Of these, plain ciliates are least efficient, followed by ciliates with modified cilia for more efficient propulsion, modified cilia for more efficient capture of food, and ciliates with cirri or walking legs. Since they are more efficient at movement and food capture, they do better at lower bacterial concentrations than flagellates.

More efficient yet are the nonmotile ciliates which attach themselves to floc or particles by means of a stalk and use circular rows of cilia solely for feeding (see Figure 25). They utilize energy for food gathering, not for moving the entire body of the organism; thus, they are extremely efficient at feeding in sewage of very low bacterial concentrations. They are sensitive to changes in environmental conditions and, if unsuitable, they may form motile free-swimming stages called teleotrochs. For example, they can distinguish between aerated and nonaerated activated sludge (see Figure 26) even if the bulk DO concentration does not indicate a problem.

Figure 22: Vorticella on activated sludge clarifier baffle. 450X Bright-field. Photomicrograph by N. Brown.

Figure 23: Tokophrya in activated sludge. 100X Bright-field. Photomicrograph by N. Brown.

FIGURE 24
PROTOZOA AND METAZOA

FLAGELLATE

Peranema

MOTILE CILIATES

Paramecium

Trachelophyllum

Litonotus

Aspidisca

SESSILE CILIATES

Vorticella

Epistylis

Vaginicola

SUCTORIAN

telotroch

Tokophrya

AMOEBAE

Arcella

Amoeba

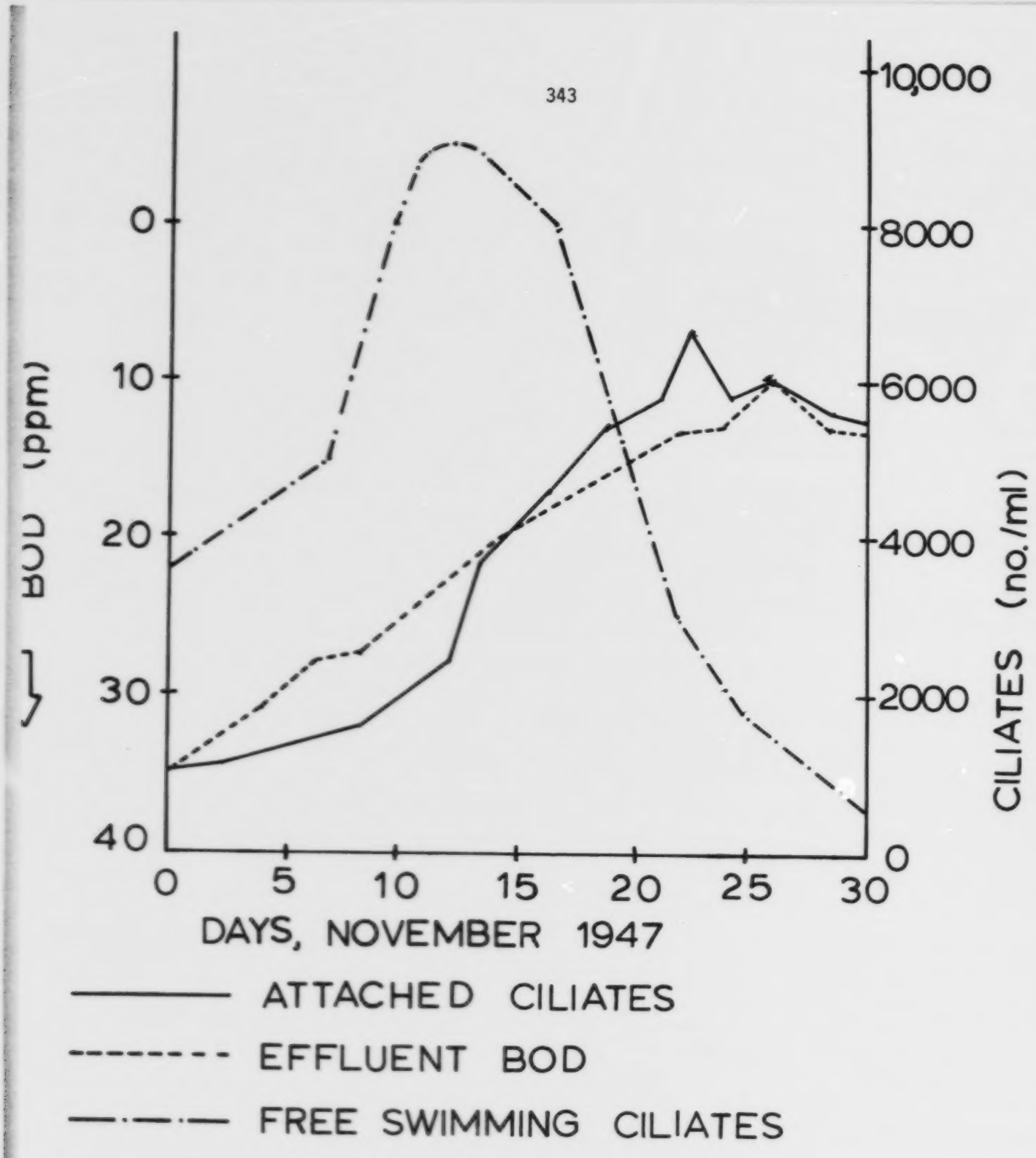
Plagiophrys

ROTIFER

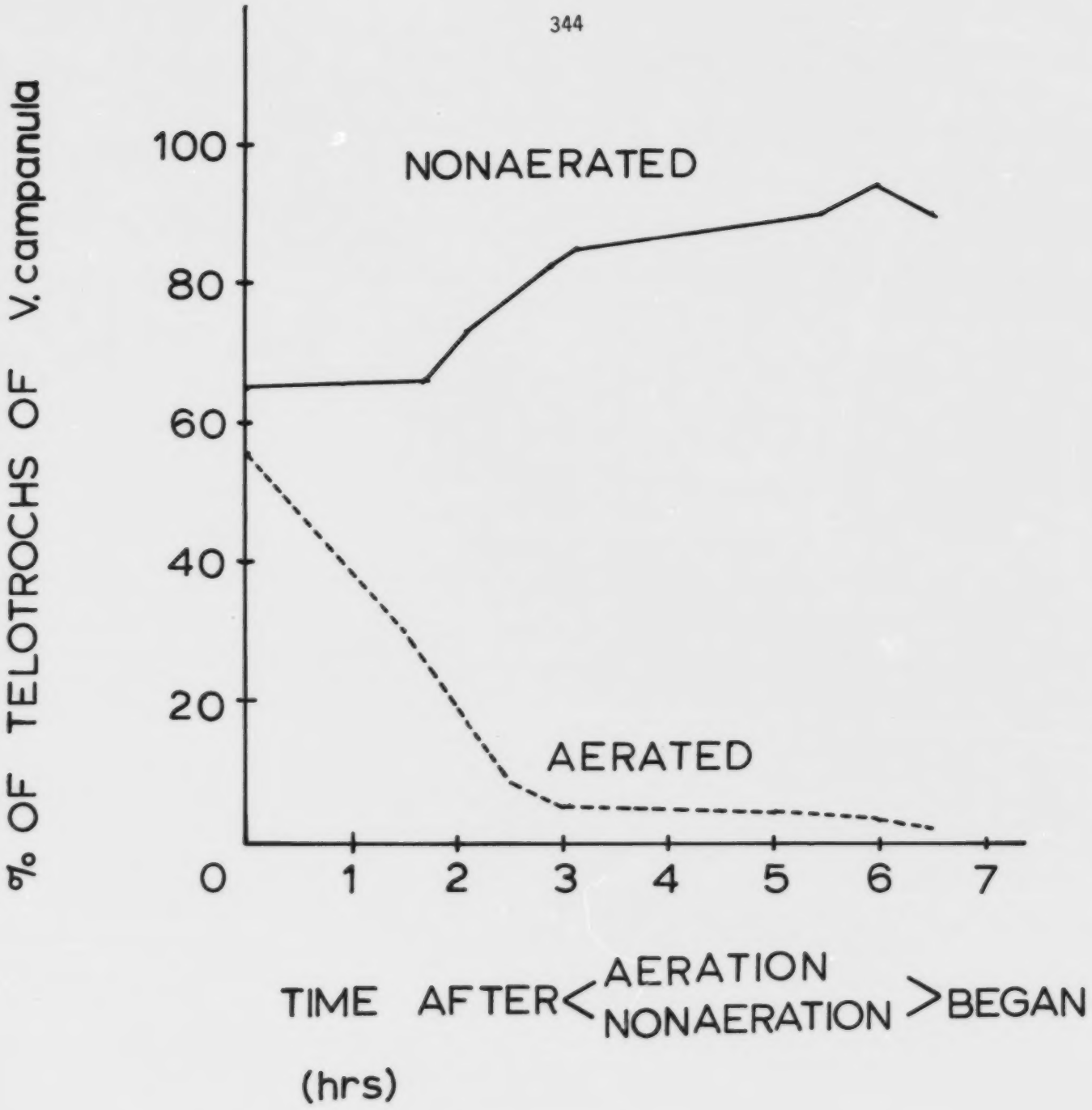
Epiphanes

NEMATODES

(EPA 1980)




(BAINES et al 1953)
FIGURE 25




(BAINES et al 1953)

FIGURE 26

TABLE 5: PERCENTAGE FREQUENCY OF OCCURRENCE OF SOME PROTOZOA IN PLANTS PRODUCING EFFLUENTS WITHIN FOUR RANGES OF BOD (Curds and Cockburn, 1970b)

| BOD Range (mg/l): | 0 - 10 | 11 - 20 | 21 - 30 | >30 |
|---|---|---|---|---|
| Vorticella convallaria | 63 | 73 | 37 | 22 |
| Vorticella fromenteli | 38 | 33 | 12 | 0 |
| Carchesium polypinum | 19 | 47 | 12 | 0 |
| Aspidisca costata | 75 | 80 | 50 | 56 |
| Euplotes patella | 38 | 25 | 24 | 0 |
| flagellated protozoa | 0 | 0 | 37 | 45 |

TABLE 6: EFFECT OF CILIATED PROTOZOA ON THE EFFLUENT QUALITY OF BENCH-SCALE ACTIVATED-SLUDGE PLANTS (Curds, 1982)

| Effluent Analysis (mg/l) | Ciliates Absent | Ciliates Present |
|---|---|---|
| BOD | 53 - 70 | 7 - 24 |
| BOD, soluble | 30 - 35 | 3 - 9 |
| COD | 198 - 250 | 134 - 142 |
| Permanganate value | 83 - 106 | 62 - 70 |
| Organic carbon, soluble | 31 - 50 | 14 - 25 |
| Organic nitrogen | 14 - 21 | 7 - 10 |
| Suspended solids | 86 - 118 | 26 - 34 |
| Optical density @ 620 um | 0.95 - 1.42 | 0.23 - 0.34 |
| Viable bacteria ($10^6$ /ml) | 160 | 1 - 9 |

The most efficient ciliates are colonials. A whole team of ciliates can move a large quantity of sewage past many hungry mouths more efficiently than a single organism alone. Ciliates can produce effluents of high quality and low turbidity (see Table 6) due to their efficiency at removing dispersed bacteria (see Figure 27).

Amoebae are not particular about their food source and will eat debris, old floc, and garbage which other organisms do not. They excrete enzymes, feed on more recalcitrant molecules, and on bacteria with slime coats; thus they tend to proliferate in old sludge.

Considerable information can thus be obtained from observing protozoa based upon their motility. If species are observed, a microscopic scan can be used to estimate effluent quality by the use of "association ratings" (see Figure 28). This method relates the organisms observed with the range of effluent quality they tend to typify. The application of this technique in the field (see Figure 29) has yielded correct assessments in 83% of the trials (see Figure 30).

## CONCLUSION

In conclusion, microscopic examination has great potential and practical significance for the operator (see Figure 31). It is a valuable guide to activated sludge operation because rapid observations are possible with the microscope. Since these observations (see Figure 32) reflect immediate activated sludge condition, diagnosis is rapid and prompt corrective action is made possible.

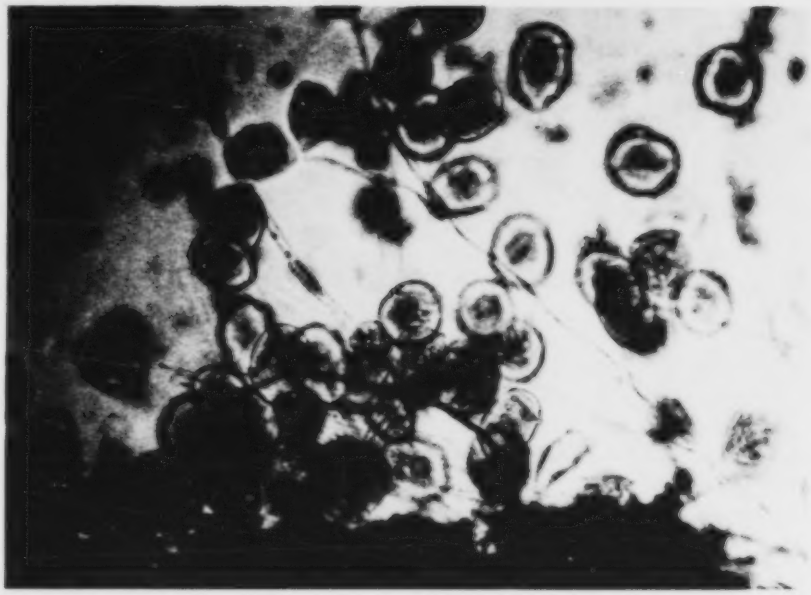


Figure 32: Carchesium colonies on activated sludge clarifier baffle. 100X bright-field. Photomicrograph by N. Brown.

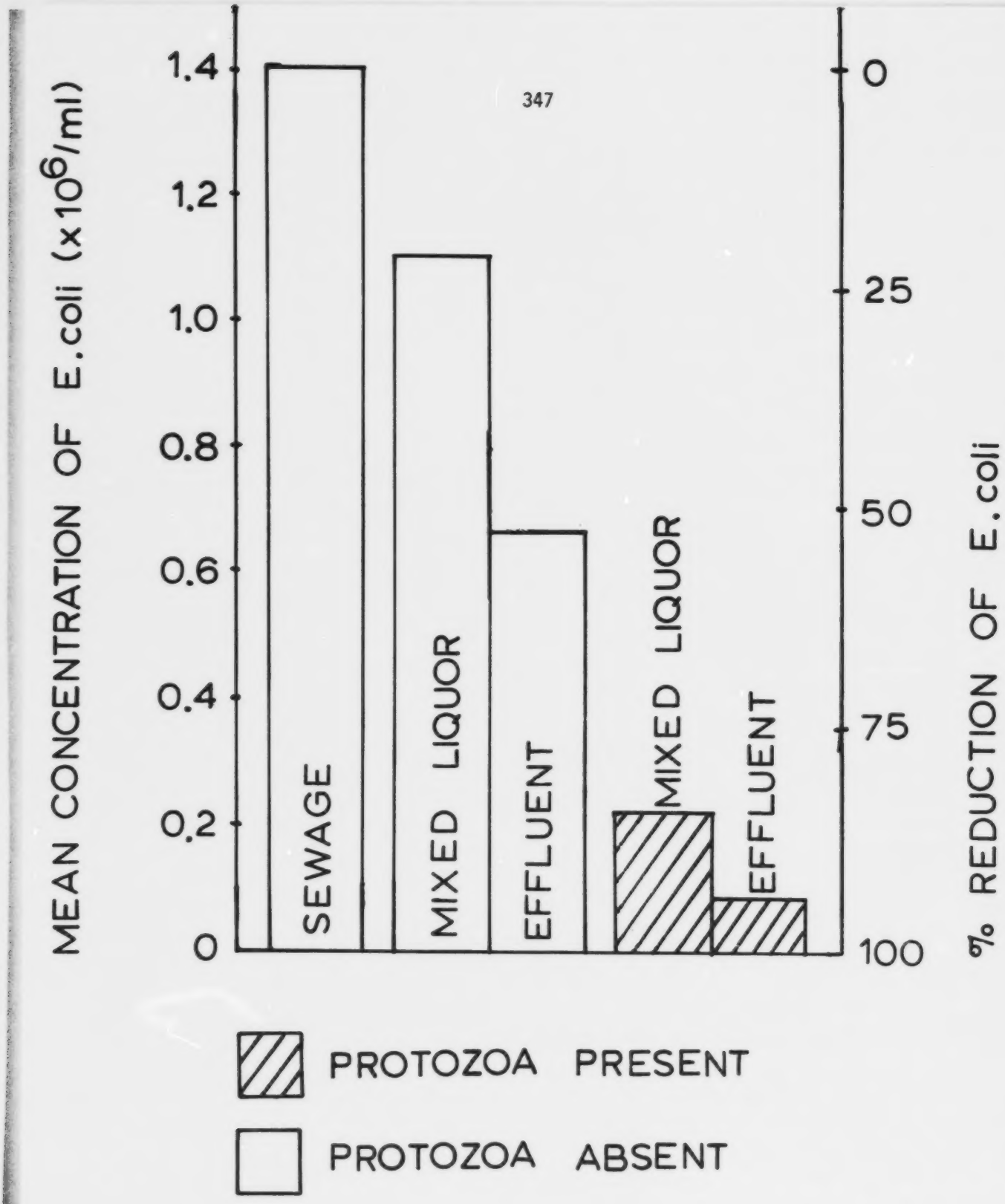



FIGURE 27

(CURDS 1975)

| Species | Association rating for effluent BOD range | | | |
|---|---|---|---|---|
| | 0–10 | 11–20 | 21–30 | >30 |
| **Subclass 1. Holotrichia** | | | | |
| *Coleps hirtus** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Trachelophyllum pusillum* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Amphileptus claparedei** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Litonotus anguilla** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Litonotus carinatus** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Litonotus fasciola* | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Hemiophrys fusidens* | 3 | 4 | 3 | 0 |
| *Hemiophrys pleurosigma* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Spathidium spathula* | 5 | 5 | 0 | 0 |
| *Trochilia minuta* | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Chilodonella cucculullus* | 4 | 4 | 1 | 1 |
| *Chilodonella uncinata* | 3 | 6 | 1 | 0 |
| *Drepanomonas revoluta* | 1 | 4 | 5 | 0 |
| *Uronema nigricans* | 2 | 4 | 4 | 0 |
| *Tetrahymena pyriformis* | 1 | 3 | 3 | 3 |
| *Sathrophilus oviformis** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Glaucoma scintillans* | 2 | 2 | 3 | 3 |
| *Colpidium campylum* | 2 | 2 | 2 | 4 |
| *Colpidium colpoda* | 0 | 0 | 4 | 6 |
| *Paramecium aurelia* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Paramecium caudatum* | 2 | 5 | 3 | 0 |
| *Paramecium trichium* | 4 | 3 | 2 | 1 |
| *Cinetochilum margaritaceum* | 7 | 3 | 0 | 0 |
| **Subclass 2. Peritrichia** | | | | |
| *Vorticella aequilata* | 2 | 2 | 3 | 3 |
| *Vorticella alba* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Vorticella campanula* | 8 | 2 | 0 | 0 |
| *Vorticella communis** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Vorticella convallaria* | 3 | 4 | 2 | 1 |
| *Vorticella elongata* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Vorticella fromenteli* | 5 | 4 | 1 | 0 |
| *Vorticella hamata* | 7 | 2 | 1 | 0 |
| *Vorticella microstoma* | 2 | 4 | 2 | 2 |
| *Vorticella nebulifera* var. *similis* | 5 | 5 | 0 | 0 |
| *Vorticella striata* var. *octava* | 3 | 3 | 2 | 2 |
| *Zoothamnium mucedo* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Zoothamnium pygmaeum* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Carchesium polypinum* | 3 | 5 | 2 | 0 |
| *Epistylis plicatilis* | 0 | 4 | 4 | 2 |
| *Epistylis rotans* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Opercularia coarctata* | 2 | 2 | 4 | 2 |
| *Opercularia phryganeae* | 0 | 0 | 0 | 10 |
| *Telotrochidium henneguyi** | 0 | 0 | 0 | 10 |
| **Subclass 3. Spirotrichia** | | | | |
| *Stentor roeseli* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Spirostomum teres** | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Aspidisca costata* | 3 | 3 | 2 | 2 |
| *Aspidisca lynceus* | 5 | 5 | 0 | 0 |
| *Aspidisca turrita* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Opisthotricha similis* | 5 | 5 | 0 | 0 |
| *Tachysoma pellionella* | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Hypotrichidium conicum** | 0 | 0 | 10 | 0 |
| *Histriculus similis* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Euplotes affinis* | 6 | 4 | 0 | 0 |
| *Euplotes carinatus* | 2 | 4 | 4 | 0 |
| *Euplotes eurystomus* | 2 | 4 | 4 | 0 |
| *Euplotes moebiusi* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Euplotes patella* | 4 | 3 | 3 | 0 |
| **Subclass 4. Suctoria** | | | | |
| *Acineta cuspidata** | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Acineta grandis* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Acineta foetida* | 0 | 0 | 10 | 0 |
| *Podophrya fixa* | 0 | 2 | 7 | 1 |
| *Podophrya maupasi* | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Podophrya carchesii* | 2 | 2 | 3 | 3 |
| *Tokophrya mollis* | 0 | 5 | 5 | 0 |
| *Tokophrya quadripartita* | 4 | 3 | 3 | 0 |
| *Discophrya elongata* | 0 | 10 | 0 | 0 |
| *Sphaerophrya magna* | 0 | 2 | 7 | 1 |
| Flagellated protozoa | 0 | 0 | 4 | 6 |
| Ciliated protozoa absent | 0 | 0 | 0 | 10 |

* Based on few observations; ratings to be regarded with caution.

FIGURE 28

(CURDS 1970)

EXAMPLE OF THE USE OF ASSOCIATION RATINGS TO PREDICT THE QUALITY OF EFFLUENT FROM AN ACTIVATED-SLUDGE PLANT

| Protozoa in sludge | Effluent BOD ranges 0–10 | 11–20 | 21–30 | >30 |
|---|---|---|---|---|
| *Trachelophyllum pusillum* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Hemiophrys fusidens* | 3 | 4 | 3 | 0 |
| *Chilodonella cucullulus* | 4 | 4 | 1 | 1 |
| *Paramecium trichium* | 4 | 3 | 2 | 1 |
| *Vorticella communis* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Vorticella convallaria* | 3 | 4 | 2 | 1 |
| *Vorticella fromenteli* | 5 | 4 | 1 | 0 |
| *Vorticella microstoma* | 2 | 4 | 2 | 2 |
| *Opercularia coarctata* | 2 | 2 | 4 | 2 |
| *Carchesium polypinum* | 3 | 5 | 2 | 0 |
| *Zoothamnium mucedo* | 10 | 0 | 0 | 0 |
| *Aspidisca costata* | 3 | 3 | 2 | 2 |
| *Euplotes moebiusi* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Euplotes affinis* | 6 | 4 | 0 | 0 |
| *Euplotes patella* | 4 | 3 | 3 | 0 |
| Total points | 65 | 46 | 28 | 11 |

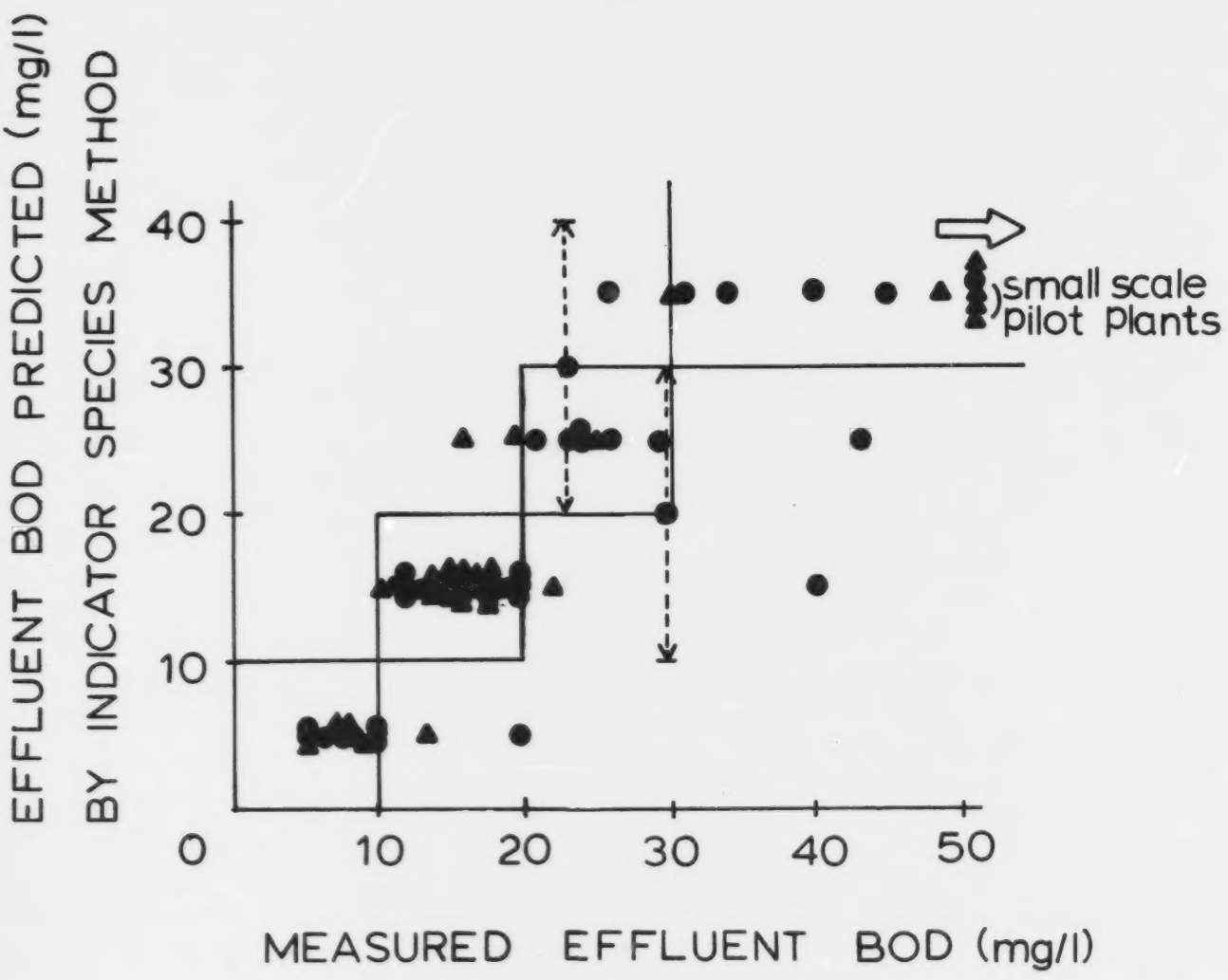
Highest total points awarded to effluent BOD range 0–10 mg/l.
Measured BOD of effluent 8 mg/l.

EXAMPLE OF THE USE OF ASSOCIATION RATINGS TO PREDICT THE QUALITY OF EFFLUENT FROM AN ACTIVATED-SLUDGE PLANT

| Protozoa in sludge | Effluent BOD ranges 0–10 | 11–20 | 21–30 | >30 |
|---|---|---|---|---|
| *Trachelophyllum pusillum* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Vorticella alba* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Vorticella convallaria* | 3 | 4 | 2 | 1 |
| *Opercularia coarctata* | 2 | 2 | 4 | 2 |
| *Aspidisca costata* | 3 | 3 | 2 | 2 |
| *Euplotes moebiusi* | 3 | 3 | 3 | 1 |
| *Acineta foetida* | 0 | 0 | 10 | 0 |
| *Podophrya fixa* | 0 | 2 | 7 | 1 |
| *Tokophrya mollis* | 0 | 5 | 5 | 0 |
| Total points | 17 | 25 | 39 | 9 |

Highest total points awarded to effluent BOD range 21–30 mg/l.
Measured BOD of effluent 24 mg/l.

FIGURE 29 (CURDS 1970)

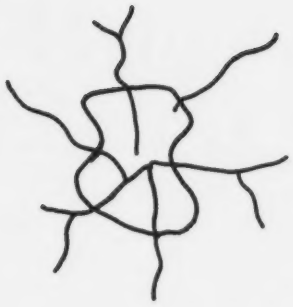



● MAIN SURVEY SITES

▲ TEST SITES

←---→ PREDICTION ONLY POSSIBLE BETWEEN THESE LIMITS

FIGURE 30 (CURDS 1970)



## I. FILAMENTOUS BULKING

1. FILAMENTOUS ORGANISMS PREDOMINATE
2. STRONG, LARGE FLOC
3. FILAMENTS INTERFERE WITH SETTLING, COMPACTION
4. CLEAR SUPERNATANT
5. HIGH S.V.I.

## II. NONBULKING

1. FILAMENTOUS ORGANISMS AND ZOOGLEA IN BALANCE
2. STRONG, LARGE FLOC
3. FILAMENTS DON'T INTERFERE
4. CLEAR SUPERNATANT
5. LOW S.V.I.

## III. PIN-POINT

1. NO FILAMENTS
2. WEAK, SMALL FLOC
3. FILAMENTS DON'T INTERFERE
4. TURBID SUPERNATANT
5. LOW S.V.I.

FIGURE 31 (PALM 1980)

REFERENCES

Agersborg, H. P. K. et al. 1923. Biology of a sewage treatment plant -- a preliminary study -- Decatur, Illinois. Sewage Works J. 1(4): 411.

Ambrose, E. J. et al. 1970. Cell biology. Addison-Wesley Publishing Co., Reading, Mass.

Baillod, C. R. and Boyle, W. C. 1970. Mass transfer limitations in substrate removal. J. Sanit. Eng. Div., Proc. Am. Soc. Civ. Eng. 96: 525.

Baines, S. et al. 1953. Protozoa as indicators in activated sludge treatment. Sewage and Ind. Wastes 25: 1023.

Barth, E. F. et al. 1965. Summary report on the effects of heavy metals on the biological treatment processes. JWPCF 37(1): 86.

Benefield, L. D. and Randall, C. W. 1979. Air or oxygen activation: Verdict still undecided on best system for settleability. Part I. Water and Sewage Works 126(4): 44.

Benefield, L. D. and Randall, C. W. 1979. Air or oxygen activation: Verdict still undecided on best system for settleability. Part II. Water and Sewage Works 126(6): 70.

Bhatla, M. N. and Gaudy, A. F., Jr. 1965. Role of protozoa in the diphasic exertion of BOD. ASCE, Jour. Sanit. Eng. Div. 91: 63.

Bitton, G. and Marshall, K. C. 1980. Adsorption of microorganisms to surfaces. John Wiley & Sons. N.Y.

Brown, M. J. and Lester, J. N. 1980. Comparison of bacterial extracellular polymer extraction methods. Appl. and Environ. Microbiol. 40: 179.

Brown, M. J. and Lester, J. N. 1979. Metal removal in activated sludge: Role of bacterial extracellular polymers. Water Res. 13: 817.

Burnett, W. E. 1974. Effect of salinity variations on the activated sludge process. Water and Sewage Works 121(3): 37.

Busch, P. L. and Stumm, W. 1968. Chemical interactions in the aggregation of bacteria, bioflocculation in waste treatment. ES&T 2: 49.

Chambers, B. 1982. Effect of longitudinal mixing and anoxic zones on setteability of activated sludge. in Chambers and Tomlinson, (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Chapman, T. D. et al. 1976. Effect of high D. O. concentration in

activated sludge systems. JWPCF 48(11): 2486.

Chen, K. Y. et al. 1974. Trace metals in wastewater effluents. JWPCF 46(12): 2663.

Cheng, M. H. et al. 1975. Heavy metals uptake by activated sludge. JWPCF 47(2): 362.

Chiesa, S. C. and Irvine, R. L. 1982. Growth and control of filamentous microbes in activated sludge -- an integrated hypothesis. Pres. at 55th Annual Conference of WPCF, St. Louis, Missouri. 10/05/82.

Chudoba, J. et al. 1985. Control of activated sludge filamentous bulking: Experimental verification of a kinetic selection theory. Water Res. (GB) 19(2): 191.

Chudoba, J. et al. 1973. Control of activated sludge filamentous bulking -- I. Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank. Water Res. (GB) 7: 1163.

Cooke, W. B. and Pipes, W. O. 1970. The occurrence of fungi in activated sludge. Mycopath. Mycop. Appl. 40: 249.

Curds, C. R. 1982. Ecology and role of protozoa in aerobic sewage treatment processes. Ann. Rev. Microbiol. 36: 27.

Curds, C. R. 1973b. A theoretical study of factors influencing the microbial population dynamics of the activated-sludge process -- I. Effects of diurnal variations of sewage and carnivorous ciliated protozoa. Water Research (GB) 7: 1269.

Curds, C. R. 1971. A computer-simulation study of predator-prey relationships in a single-stage continuous culture system. Water Research (GB) 5: 793.

Curds, C. R. 1971. Computer simulations of microbial population dynamics in the activated sludge process. Water Research (GB) 5: 1049.

Curds, C. R. and Cockburn, A. 1970a. protozoa in biological sewage treatment process. -- I. Water Research (GB) 4: 225.

Curds, C. R. and Cockburn, A. 1970 b. Protozoa in biological sewage-treatment processes. -- II. Protozoa as indicators in the activated sludge process. Water Research (GB) 4: 237.

Curds, C. R. and Hawkes, H. A. 1975. Ecological aspects of used water treatment. Vol. I. The organisms and their ecology. Academic Press. London.

Curds, C. R. et al. 1969. Effect of ciliated protozoa on the fate of E. coli in the activated sludge process. Water Res. (GB) 3: 853.

Daigger, G. T. and Grady, C. P. L., Jr. 1982. Dynamics of microbial growth on soluble substrates. Water Res. (GB) 16: 365.

Dias, F. F. and Bhat, J. V. 1964. Microbial ecology of activated sludge. I. Dominant bacteria. Appl. Microbiol. 12: 412.

Drnevich, R. F. and Gay, D. W. 1973. Sludge production rates in activated sludge systems. Pres. at Purdue Industrial Waste Conference. Purdue Univ, Lafayette, Indiana.

Drnevich, R. F. and Stuck, J. D. 1975. Error sources in the operation of bench and pilot scale systems used to evaluate the activated sludge process. Pres. at Purdue Industrial Waste Conference. 30th Annual Meeting. Purdue Univ. Lafayette, Indiana.

Eikelboom, D. H. 1982. Biosorption and prevention of bulking sludge by means of a high floc loading. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Eikelboom, D. H. 1982. Microscopic sludge investigation in relation to treatment plant operation. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Eikelboom, D. H. and van Buijsen, H. J. J. 1981. Microscopic sludge investigations manual. Rep. A 94a. TNO Research Institute for Environmental Hygiene. Delft, The Netherlands.

Eikelboom, D. H. 1977. Identification of filamentous organisms in bulking activated sludge. Prog. Wat. Tech. 8(6): 153.

Eikelboom, D. H. 1975. Filamentous organisms observed in activated sludge. Water Res. 9: 365.

Ekama, G. A. and Marais, G. v. R. 1979. Dynamic behavior of the activated sludge process. JWPCF 51(3): 534.

Englande, A. J., Jr. and Eckenfelder, W. W., Jr. 1973. Oxygen concentrations and turbulence as parameters of activated sludge scale-up. in Applications of commercial oxygen to water and wastewater systems. Water Resources Symposium #6. University of Texas, Austin.

EPA-430/1-80-007. Microscopic analysis of activated sludge. USEPA. Office of Water Program Operations. NTOTC. Cincinnati, OH. 45268

Esmond, S. E. and Petrasek, A. C. 1974. Trace metal removal. Ind. Wat. Engng. 11: 14.

Farquhar, G. J. and Boyle, W. C. 1971a. Identification of filamentous microorganisms in activated sludge. JWPCF 43: 604.

Farquhar, G. J. and Boyle, W. C. 1971b. Occurrence of filamentous microorganisms in activated sludge. JWPCF 43: 779.

Ford, D. L. and Eckenfelder, W. W. 1967. Effect of process variables on sludge floc formation and settling characteristics. JWPCF 39: 1850.

Fox, J. C. et al. 1981. Sewage organisms: A color atlas. Lewis Publishers, Inc., 121 S. Main St., P. O. 519, Chelsea, Michigan 48118.

Friedman, B. A. et al. 1968. Fine structure and composition of zoogloeal matrix surrounding Z. ramigera. J. Bacteriology 96: 2144.

Friedman, B. A. et al. 1969. Structure of exocellular polymers and their relationship to bacterial flocculation. J. Bacteriol. 98: 1328.

Gaudy, A. F. Jr. and Engelbrecht, R. S. 1961. Quantitative and qualitative shock loading of activated sludge systems. JWPCF 33: 800.

Gerardi, M. and Gerardi, M. B. 1980. Yeast creates foam problem. Water and Sewage Works 127(1): 56.

Gossling, B. S. 1958. Loss of viability of bacteria in suspension due to changing the ionic environment. J. Appl. Bact. 21: 220

Grau, P. et al. 1982. Theory and practice of accumulation-regeneration approach ato control of activated sludge filamentous bulking. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Gujer, W. et al. 1975. Contact stabilization activated sludge process -- oxygen utilization, sludge production, and efficiency. Water Research 9: 553.

Hall, M. A. et al. 1966. Biology. Amsco Publications, Inc. N.Y., N.Y.

Harrison, D. E. F. 1972. Physiological effects of dissolved oxygen tension and redox potential on growing populations of micro-organisms. J. App. Chem. Biotechnol. 22: 417.

Hartz, K. E. et al. 1985. Effect of selected metals and water hardness on the oxygen uptake of activated sludge. JWPCF 57(9): 942.

Hawkes, H. A. 1963. Ecology of wastewater treatment. Pergamon Press. Oxford.

Heukelekian, H. and Weisberg, E. 1956. Bound water and activated sludge bulking. Sewage and Industrial Wastes 28: 558.

Huang, C. P. et al. 1984. Treatment of arsenic (V)-containing water by the A. C. process. JWPCF 56(3): 233.

Hunter, J. V. and Heukelekian, H. 1965. Composition of domestic sewage fractions. JWPCF 37: 1142.

Hyman, L. H. 1951. The invertebrates: Acanthocephala, aschelminthes, and entoprocta. The pseudocoelomate bilateria. Vol. II. McGraw-Hill Book Co. Inc. NY

Jenkins, D. et al. 1982. Use of chlorination for control of activated sludge bulking. in Chambers and Tomlinson (Eds.) Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Jenkins, D. 1980. Control of activated sludge bulking. Pres. at 52nd Annual Conference of California WPCA. Monterey, Calif. 05/02/80.

Jones, H. C. et al. 1969. Electron microscopic study of a slime layer. J. Bacteriolog. 99(7): 316.

Kalinske, A. A. 1976. Comparison of air and oxygen activated sludge systems. JWPCF 48(11): 2472.

Kessick, M. A. and Manchen, K. L. 1976. Salt water domestic water treatment. JWPCF 48(9): 2131.

Kincannon, D. F. and Gaudy, A. F. 1966. Some effects of high salt concentrations on activated sludge. JWPCF 38(7): 1148.

Knudson, M. K. et al. 1982. Influence of D.O. on substrate utilization kinetics of activated sludge. JWPCF 54(1): 52.

Krul, J. M. 1977. Experiments with H. hydrossis in continuous culture without and with Z. ramigera. Water Research (GB) 11: 197.

Lau, A. O. et al. 1984. Competitive growth of Pseudomonas Sp. and Sphaerotilus natans, a model of activated sludge bulking. JWPCF 56(1): 52.

Lau, A. O. et al. 1984. Growth kinetics of Sphaerotilus natans and a floc former in pure and dual continuous culture. JWPCF 56(1): 41.

Lighthart, B. and Loew, G. A. 1972. Identification key for bacteria clusters from an activated sludge plant. JWPCF 44(11): 2078.

Ludzack, F. J. and Noran, D. K. 1965. Tolerance of high salinities by conventional wastewater treatment processes. JWPCF 37(10): 1404.

Mager, J. et al. 1956. Turbidity changes in bacterial suspensions in relation to osmotic pressure. J. Gen. Microbiol. 14: 69.

McKinney, R. E. and Gram, A. 1956. Protozoa and activated sludge.

Sewage and Ind. Wastes 28: 1219.

Mueller, J. A. et al. 1966. Oxygen diffusion through a pure culture floc of Zoogloea ramigera. Proc. 21st Ind. Waste Conf. Purdue Univer. pg. 964.

Neethling, J. B. et al. 1985. Chemistry, microbiology, and modeling of chlorination for activated sludge bulking control. JWPCF 57(8): 882.

Nelson, J. K. and Puntenney, J. L. 1983. Performance comparison of the air and high-purity-oxygen activated sludge systems. JWPCF 55(4): 336.

Nelson, P. O. et al. 1981. Factors affecting the fate of heavy metals in the activated sludge process. JWPCF 53(8): 1323.

Novak, J. T. and Haugan, B.-E. 1981. Polymer extraction from activated sludge. JWPCF 53(9): 1420.

Palm, J. C. et al. 1980. Relationship between organic loading, d. O. concentration, and sludge settleability in the completely-mixed activated sludge process. JWPCF 52: 2484.

Parker, D. S. et al. 1976. Oxygen and air activated sludge: another view. JWPCF 48(11): 2511.

Parker, D. S. et al. 1971. Physical conditioning of activated sludge floc. JWPCF 43(9): 1817.

Patterson, J. W. et al. 1984. Metals distribution in activated sludge systems. JWPCF 56(5): 432.

Pavoni, J. L. et al. 1972. Bacterial exocellular polymers and biological flocculation. JWPCF 44(3): 414.

Petrasek, A. C. et al. 1983. Metals removal and partitioning in conventional wastewater treatment plants. JWPCF 55(9): 1183.

Pipes, W. O. 1979. Bulking, deflocculation, and pinpoint floc. JWPCF 51(1): 62.

Pipes, W. O. 1967. Bulking of activated sludge. Advances in Applied Microb. 9: 185.

Rebhun, M. 1965. Salinity incarements in municipal sewage, their significance, source, and methods of reduction. Int. J. Air Water Poll. 9: 253.

Rensink, J. H. et al. 1982. Influence of feed pattern on sludge bulking. from Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of activated sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Rensink, J. H. 1974. New approach to preventing bulking sludge. JWPCF 46(8): 1888

Reynoldson, t. B. 1939. Vorticella as an indicator organism for activated sludge. Nature 149: 608.

Richard, M. et al. 1985. Growth kinetics of Sphaerotilus species and their significance in activated sludge bulking. JWPCF 57(1): 68.

Richard, M. G. et al. 1985. Growth physiology of the filamentous organism Type 021N and its significance to activated sludge bulking. JWPCF 57(12): 1152.

Roberts, K. and Olsson, O. 1975. Influence of colloidal particles on dewatering of activated sludge with polyelectrolyte. ES&T 9: 945.

Rudd, T. et al. 1984. Complexation of heavy metals by extracellular polymers in the activated sludge process. JWPCF 56(12): 1260.

Sezgin, M. et al. 1978. A unified theory of filamentous activated sludge bulking. JWPCF 50: 362.

Slijkhuis, H. et al. 1982. Physiology of M. parvicella, a filamentous bacterium isolated from activated sludge. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd., Chichester, Eng.

Speece, r. E. et al. 1973. Cell replication and biomass in the activated sludge process. Water Research 7: 361.

Stanier, R. Y. et al. 1970. Microbial world. Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, N. J.

Strange, R. E. et al. 1961. Survival of stationary phase cells of A. aerogenes stored in aqueous suspension. J. Gen. Microbiol. 25: 61.

Strom, P. F. and Jenkins, D. 1984. Identification and significance of filamentous organisms in activated sludge. JWPCF 56(5): 449.

Sutherland, I. W. 1972. Bacterial exopolysaccharides. Adv. Microbiol. Physiol. 8: 143.

Tenney, M. W. et al. 1965. Chemical flocculation of microorganisms in biological waste treatment. JWPCF 37(10): 1370.

Tenney, M. W. et al. 1973. Chemical and autoflocculation of microorganisms in biological wastewater treatment. Biotech. & Bioeng. 15: 1045.

Tomlinson, E. J. 1982. Ekergence of the bulking problem and current situation in the U.K. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of

Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Uhlmann, D. 1975. Hydrobiology. John Wiley and Sons. Chichester, KEng.

Van den Eynde, E. et al. 1982. Relation between substrate feeding pattern and development of filamentous bacteria in activated sludge. in Bulking of Activated Sludge. Chambers and Tomlinson (Eds.), Ellis Horwood Ltd. Chichester, KEng.

Van Veen, W. L. et al. 1982. Some growth parameters of H. hydrossis, a bacterium occurring in bulking activated sludge. Water Res. 16: 531.

Van Veen, W. L. et al. 1978. Sphaerotilus-Leptothrix group of bacteria. Microbiolog. Reviews 42: 329.

Van Veen, W. L. et al. 1973. Investigations on the sheathed bacterium H. hydrossis isolated from activated sludge. Antonie van Leeuwenhoek 39: 207.

Wagner, F. 1982. Study of causes and prevention of sludge bulking in Germany. in Chambers and Tomlinson (Eds.), Bulking of Activated Sludge. Ellis Horwood Ltd. Chichester, Eng.

Wilkinson, J. F. 1958. Extracellular polysaccharides of bacteria. Bact. Rev. 22: 46.

Williamson, D. J. 1981. Influence of sludge storage on chemical conditioning costs. J. Water Pollut. Control.: 529.

Williamson, K. J. and Nelson, P. O. 1981. Influence of dissolved oxygen on activated sludge viability. JWPCF 53(10): 1533.

Wozniak, D. J. and Huang, J. Y. C. 1982. Variables affecting metal removal from sludge. JWPCF 54(12): 1574.

Young, K. W. et al. 1973. Sludge considerations of oxygen activated sludge. in Speece and Malina (Eds.), Applications of commercial oxygen to water and wastewater systems. Univ. of Texas Press, Austin. Water Resources Symposium #6.

# OZONE CLEANING ON-LINE WATER QUALITY MONITORING SYSTEM

Khalil Z. Atasi, Ph.D., P.E.
Head, Applied Technology & Evaluation
Detroit Water and Sewerage Department

## INTRODUCTION

Environmental processes are always in a dynamic state. Therefore, the successful operation of any dynamic process is often dependent on providing its operator with real-time information on its status. This information will allow the operator to make effective changes to keep the process in a condition to produce quality effluent and meet the regulatory requirements. This philosophy is very true in wastewater treatment plant.

To provide information on a real-time basis, on-line instrumentation and sensors are needed. However, the lack of fully-reliable on-line sensors and other monitoring devices has been the major reason for their limited application in wastewater treatment plants, especially in automation. It is believed that the major deficiencies limiting the application of on-line sensors are the low reliability and excessive maintenance requirements in a wastewater environment. Another problem in the past is the weakness in sensor instrumentation.

The Detroit Wastewater Treatment Plant (DWWTP) has recently installed a sophisticated state-of-the-art on-line water quality monitoring system. The DWWTP, one of the largest, serves 76 communities with a combined total population of over 3,000,000 and over 4,000 industries. The plant peak flow is 1200 mgd (maximum capacity). However, the secondary treatment using pure oxygen activated sludge process is limited to 805 mgd by the NPDES permit. Chlorination is used to disinfect the effluent before its final discharge into the Detroit River.

## DESCRIPTION OF THE SYSTEM

The Mitsubishi Auto Clean System (ACS) and Micro Organism Monitor (MOM) on-line water quality monitoring system installed at the DWWTP is a very unique innovative technology. It is the only system that provides on-line instantaneous information (real-time) on wastewater quality parameters up to four different (separate) lines (four different samples) with centralized sensors (six or more), fully integrated hardware and software, and self-cleaning by ozone. The system has a microorganism on-line monitor, first of its kind, to quantify and qualify the biological population of the activated sludge mixed liquor in their natural environment.

The entire system is run by sophisticated programmable control-sequencers allowing full flexibility and automation. Biological slime and other impurities are eliminated by ozone thus eliminating any biofouling to affect the probes reading or the samples analytical quality. The ozone is generated by an ozone generator built into the same system.

The system installed at the DWWTP is set to monitor the following streams: primary effluent, secondary effluent (final), aeration tank mixed liquor, and return activated sludge. The parameters monitored are: total suspended solids, mixed liquor suspended solids, return activated sludge suspended solids, chemical oxygen demand, pH, oxidation-reduction potential, and mixed liquor micro-

organism. The information provided on real-time basis is being updated every minute and stored on a desk-top computer (PC) interfaced with the monitoring system to provide a 24-hour report and graphs. Figure 1 shows the ACS as installed in the DWWTP.

Components of the Auto-Clean System (ACS)

The ACS, an integrated and centralized water-sampling system, automatically withdraws and tests wastewater (or water) from up to four sampling points. Periodic ozonized water backflush eliminates and inhibits the biological slime from building up. Therefore, the self-cleaning by ozone ensures the integrity and the quality of the sample. This self-cleaning capability eliminates the biofouling of the on-line probes and sensors and the clogging of the sampling piping system.

The ACS offers a full computer interfacing capability. This feature permits linkage into a central control room for process control and management.

The ACS components are:

1. Water-quality sensor compartment
2. Pump-valve compartment
3. Programmable controller (sequencer) compartment
4. Sensor converter compartment
5. Display-operation panel
6. Ozone generating unit

Features of the ACS. The main features of the ACS are:

1. A multipoint centralized water sampling and measurement. The ACS controls the sample withdrawal on a flow through basis from up to four lines by a programmable sequencer. Only one water quality sensor for any parameter is needed for all the sampling lines. Therefore, this substantially helps reduce the number of sensors. The net result is a reduction in the operation and maintenance cost. In particular, the calibration time is reduced.

2. Automatic control and compact system. The programmable sequencer (controller) is used for the automatic control of the sampling and ozone cleaning timing and cycles. The equipment is extremely compact.

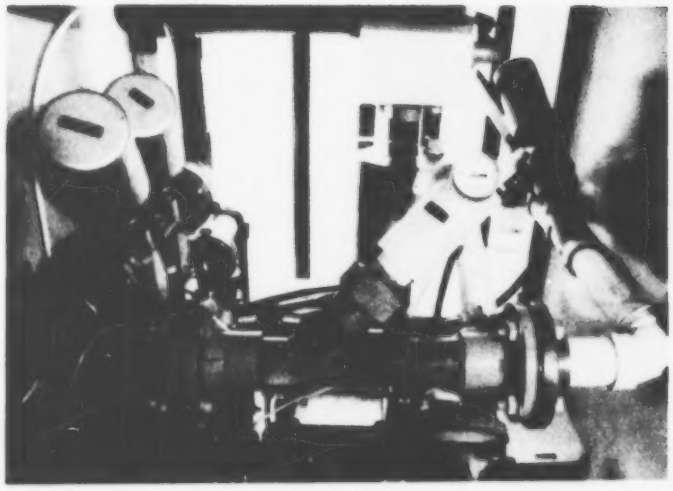
3. Ozone generation and self-cleaning capability. A compact ozone generator is built into the ACS. It generates ozone on an intermittent basis. Ozone is injected during the cleaning cycle by a backflush pump that pumps clean water into the sensors compartment and the sampling line. The ozone cleans and prevents biological slime from adhering on the sensors and the sampling pipes. Ozone is the disinfectant of choice as it does not leave any residual and because of its disinfectant capability. Therefore, the system maintenance is extremely reduced and the accuracy of the sensors reading is extremely increased.

4. A state-of-the-art intermittent ozonizer that is capable of preserving the generated ozone by utilizing a silica gel to absorb the ozone is an extremely low temperature (-10°C). This feature allows the ozone generator to have a very small capacity. The generated and preserved ozone is discharged during the cleaning/backflushing cycle. This has allowed to use a high density ozone on an intermittent basis. The ozone generator is extremely energy efficient. The total electric power needed is 400W. The generating capacity is 0.5g to 1.2g ozone per hour.

Several sensors are now available: Total suspended solids (TSS), mixed liquor (MLSS), return activated sludge solids (RASS), dissolved oxygen (DO), pH, oxidation-reduction potential (ORP), temperature, turbidity, and ultra-

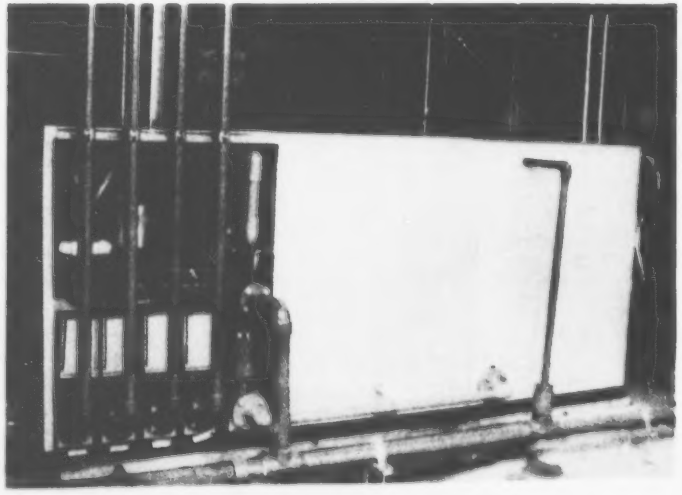
## MITSUBISHI WATER QUALITY MONITORING SYSTEM AS INSTALLED IN THE CITY OF DETROIT

The Water Quality Monitoring System in its permanent building in Detroit



Sensor Compartment





Four sampling lines and one city water line

The directly connected Mitsubishi computer and terminal using color graphic screen and printer

FIG. 1

violet absorbance (UV). There is a future plan to add to the list conductivity and specific ions probes.

All suspended solids probes use optical fibers technology, thus increasing the reliability by isolating all electrical components from the liquid environment. It also uses a wiper/plunger mechanism to prevent any materials build-up beside the ozone self-cleaning capability.

The ultraviolet sensor employs the light output of a low voltage mercury lamp which is split into two circuits with double beam. The result of UV absorbance can be correlated to COD or BOD and automatically converted to either one of these parameters.

System Operation and Configuration

Figure 2 shows a typical piping configuration for four sample lines. Also shown in the same figure are the monitoring and cleaning operations. As shown, pump P1 withdraws the sample through line 1. After a two minute period of sample pumping, the water qulaity sensors measure the water quality. The measurement continues for a required time (6 minutes here). The measured values are held until measurement in the next cycle starts. When the measurement of line 1 is completed (8 minutes after the startup of line 1 sampling), the monitoring operation is switched to line 2. The same operation is repeated in lines 2, 3, and 4. The cycle time can be changed as the control sequencers are fully programmable.

The cleaning operation is also shown in figure 2. Line 1 piping is cleaned for one minute using a source of clean water (e.g. drinking water line) by operating pump P2. Ozone is then injected into the piping through an ejector as ozone supply valve SVE1 is opened. The ozone injection is performed for four minutes. The same operation in the remaining lines and the sensors and drain line. The above cleaning time can also be changed to fit any particular application.

Cleaning can also be performed by clean water with high density of air bubbles injected into the line. The air bubbles serve as mechanical scrubber.

A typical system installation is shown in figure 3.

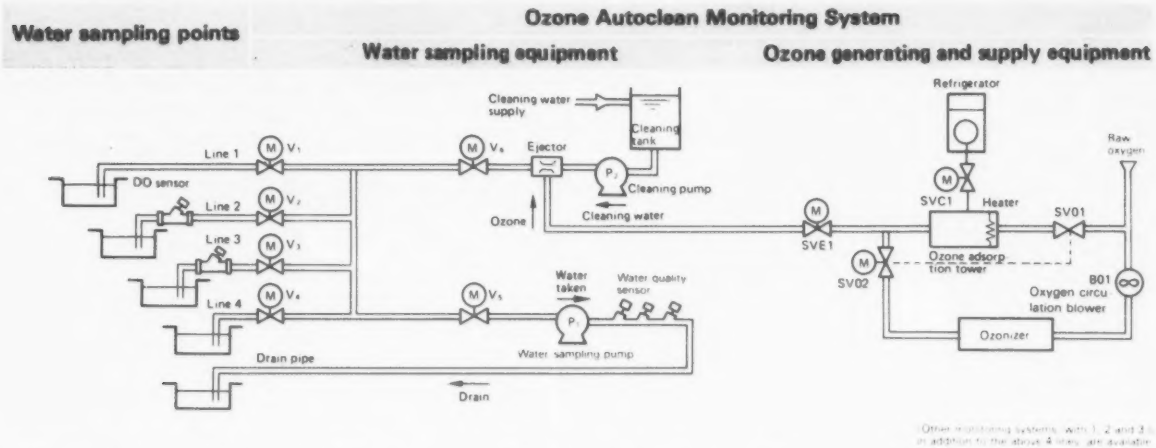
Components and Operation of the Microorganism Monitor (MOM)

First of its kind, the MOM is an integrated system that consists of a microscope, sensor, light source, programmable controller, and a monitoring TV set. The MOM is installed on line with the process to be monitored. Sample, such as activated sludge, is pumped and sampled automatically into the MOM, thus permitting instantaneous monitoring of micoorganisms in their natural habitat.

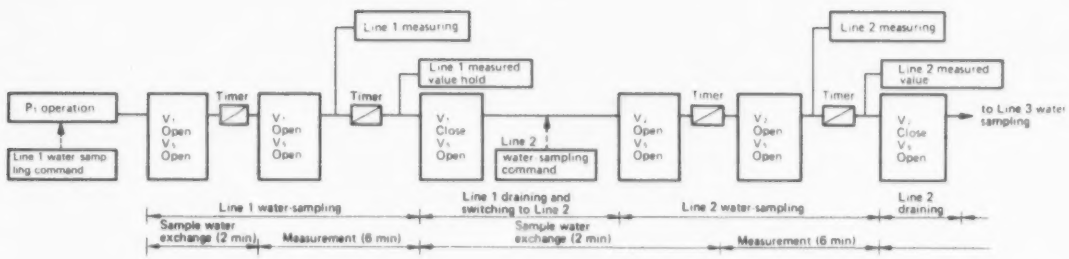
The MOM is a self-standing system or it can be installed in series with the ACS. In the latter combination, the ACS ozone generator prevents biofouling of the MOM various parts. The magnification power is fixed at either 300X or 600X by changing the optical system. The picture obtained can be observed on a TV screen at a central process control room by remote control. A permanent record of the monitor image can be obtained by installing a video recorder.

A plunger is used to fix the sample on the cover glass in front of the objective lens. The monitor uses a soft-fixation system where the plunger top is kept at a proper distance by the return pressure of a spring. This technique allows to observe large microorganism such as Metazoa without crushing them. Optical fiber is used in the light source so that clouding of the cover glass from the heat generated by the light source is totally eliminated. A

## ●Typical Piping Configuration (4 sample lines)




## ●Explanation of Water-Monitoring Operation




## ●Explanation of Cleaning Operation

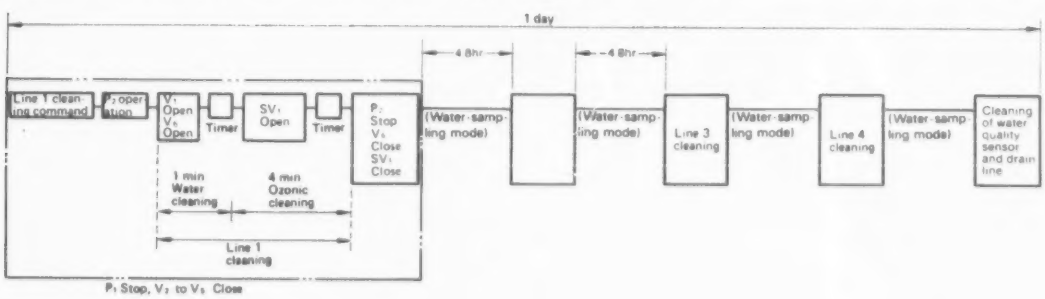



Figure 2

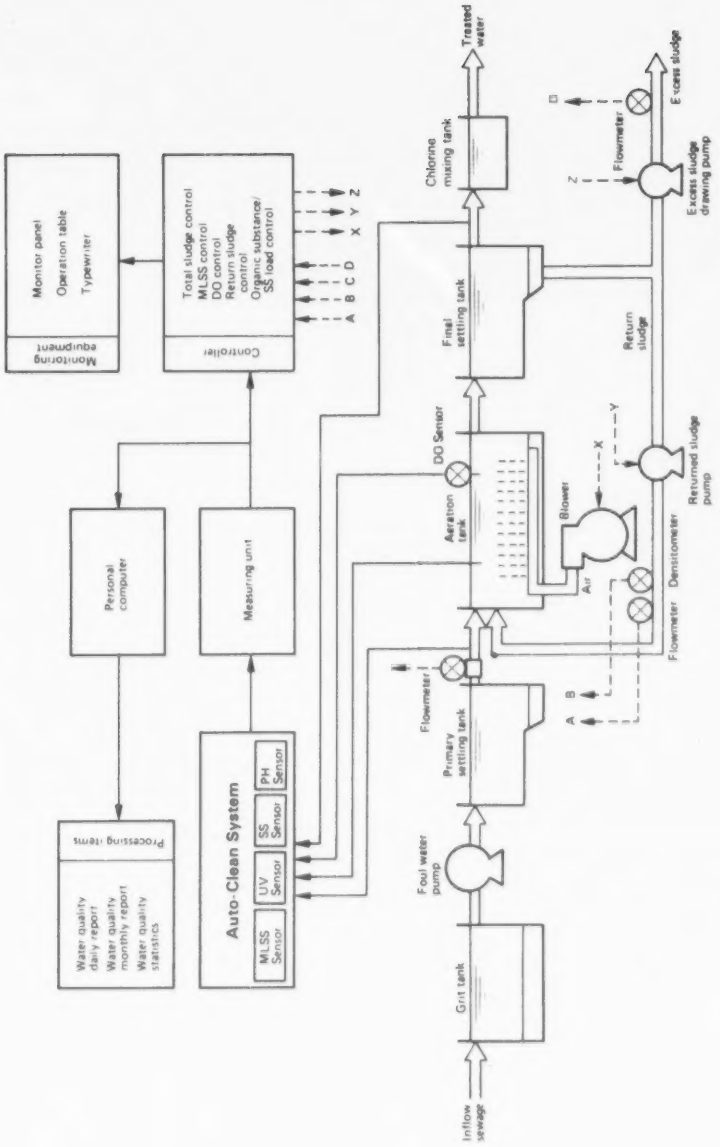

Monitoring equipment
Monitor panel
Operation table
Typewriter
Controller
Total sludge control
MLSS control
DO control
Return sludge control
Organic substance/SS load control
A B C D X Y Z
Personal computer
Measuring unit
Processing items
Water quality daily report
Water quality monthly report
Water quality statistics
Auto-Clean System
MLSS Sensor
UV Sensor
SS Sensor
PH Sensor
Inflow sewage
Grit tank
Foul water pump
Primary setting tank
Flowmeter
Aeration tank
DO Sensor
Blower
Air
Densitometer
Flowmeter
Returned sludge pump
Final setting tank
Return sludge
Chlorine mixing tank
Treated water
Excess sludge drawing pump
Flowmeter
Excess sludge

Figure 3

typical system configuration is shown in figure 4.

The MOM is an on-line microscope providing mainly a qualitive type of information about the biological population of any wastewater or water stream. Quantitative information (e.g. mixed liquor microscopic examination of indicator organisms) is also possible with the MOM. However, obth the qualitative and quantitative information remain the analyst or the operator responsibility.

A future plan is to automate the above examination. This will certainly enhance the capability of the MOM. Because of the progress in electronic devices, this goal is not far from being achieved. Figure 5 shows a possible recognition algorithm as suggested by Yotsumoto etal. (1).

## ASSESSMENT AND RELIABILITY

The lack of fully-reliable on-line sensors and other monitoring devices has been the major reason for their limited application in wastewater treatment plants, especially in automation. It is believed that the major deficiencies limiting the application of on-line sensors are the low reliability and excessive maintenance requirements in a wastewater environment. Another problem in the past is the weakness in sensor instrumentation.

The ACS/MOM was evaluated continuously for several months where the ACS sampled and analyzed primary effluents, mixed liquor, final effluent, and return activated sludge as indicated earlier. The evaluation program consisted of comparing the ACS data to the results from laboratory analyses obtained from samples collected from the ACS sampling valve. MLSS, TSS, pH, RAS suspended solids, and COD were subject to the comparison. The evaluation also considered the overall performance of the ACS and MOM.

Comparison of the ACS data to the laboratory data indicated that the ACS provides reliable analytical information. The sensors remained in proper calibration range well within the time period provided by the manufacturer specifications. The self-cleaning capability of the ACS has proven to be extremely effective indeed, the ozonized backflushing has kept the sensors and the sampling pipes extremely free of biological slime.

The ACS performance and data analysis will be the subject of a future publication.

## APPLICATION TO PROCESS CONTROL

For the most successful process control, it is of paramount importance to use data on a timely and continuous basis. On-line monitoring and measurement of meaningful parameters are the basis for successful process control. Another fact in process control: it is only necessary to know most of the time if a particular parameter is changing, in which direction, and at what rate. In other words, knowing an absolute value of a parameter may not be necessary to use it in process control. But it is important to be able to indicate the rate of change which is the kinetics of the process. This can be achieved only with on-line instrumentation.

The ACS/MOM system provides an excellent on-line control monitoring capability of several sampling points and for several parameters. The parameters being monitored by the ACS/MOM at the DWWTP are pH, oxidation-reduction potential (ORP), total suspended solids (TSS), mixed-liquor suspended solids (MLSS), return activated sludge suspended solids (RAS SS), and ultraviolet light absorbance (UV) (and COD indirectly). The sampling points selected are

## TYPICAL SYSTEM CONFIGURATION

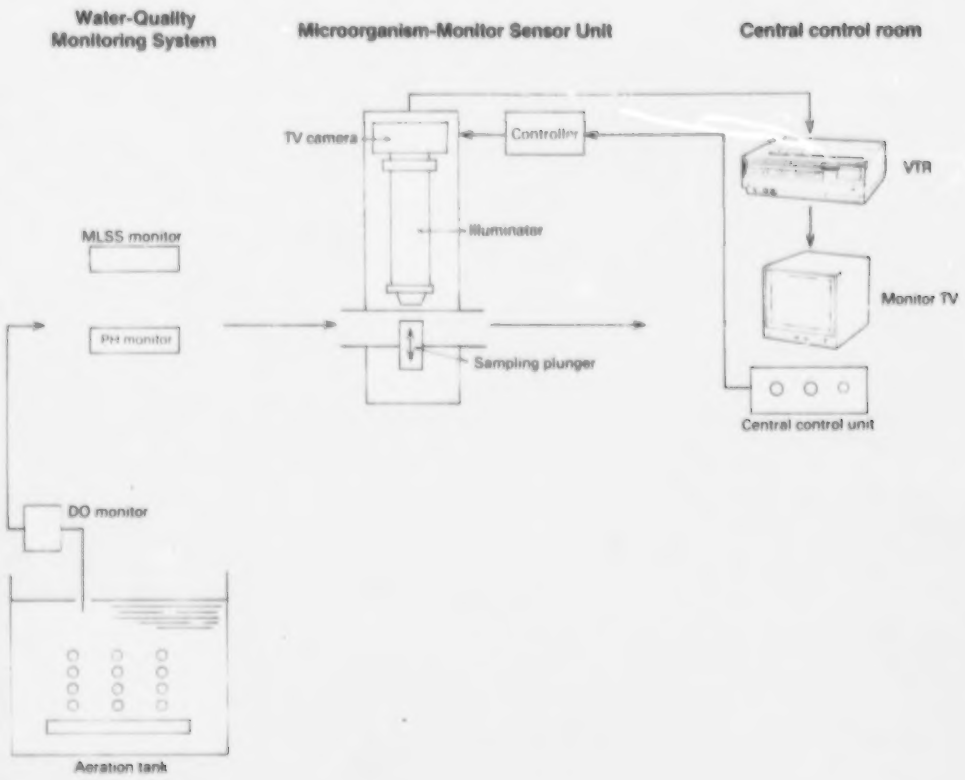
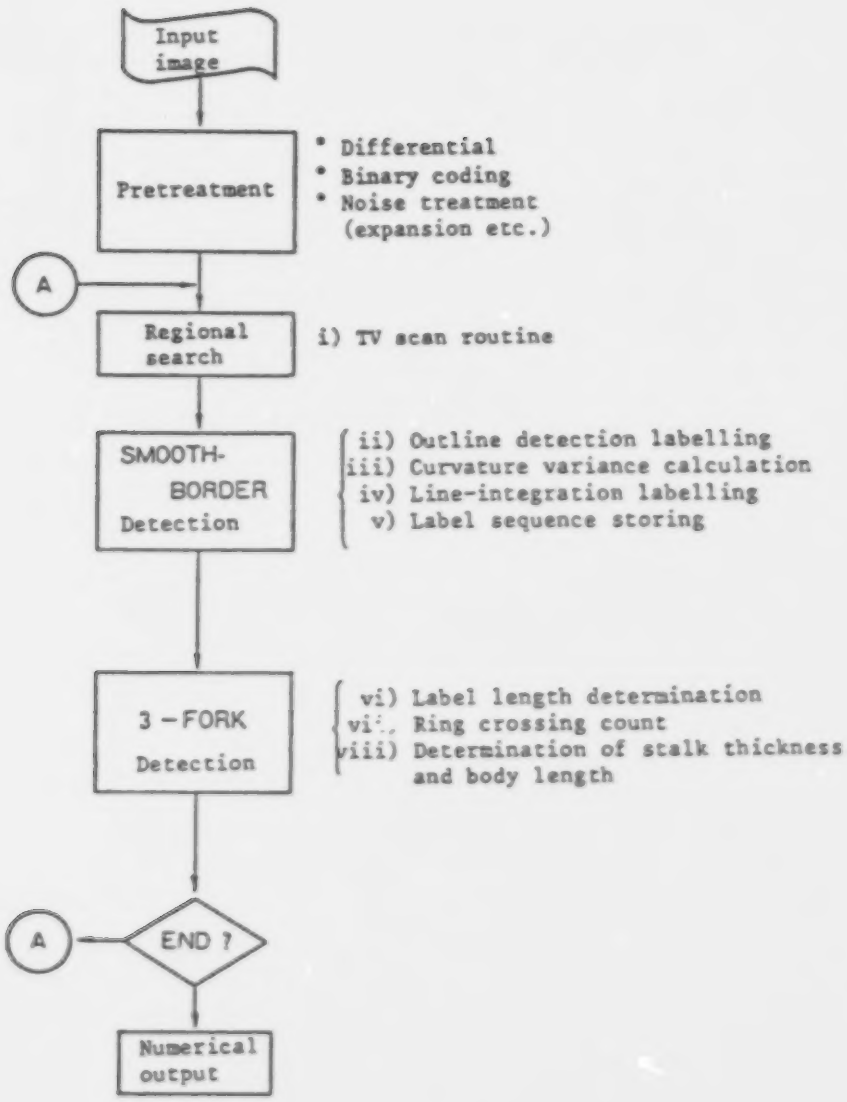



Figure 4




Example of the Recognition Algorithm

Figure 5

Primary effluent-Activated Sludge influent (PE-AS), aeration deck (mixed liquor (from the effluent bay), final effluent, and return activated sludge. The entire system is fully automated, sending all information from the field to the computer located presently in the Central Control Room of the DWWTP. The information provided is extremely useful as one must realize that any process is in a dynamic stage. Therefore, the best control process should be based on real-time information which is provided by on-line monitoring techniques. But most of the available technology relating to wastewater treatment is basically a daily average type of data.

As an on-line monitoring unit, the ACS provides extremely important information to the operator. It provides information about the actual condition of the system. The information provided can indicate whether the process is healthy or moving toward deterioration. That is, a change in status quo indicates that a definite action is required. Sensors such as pH, ORP, UV, TSS, MLSS supplement the operator with useful indicators. They pinpoint the exact course of the change. Even ORP can point the way immediately to any change in a process (2, 3, 4).

The following changes can be pinpointed by the above on-line sensors (directly or indirectly).

1. Amount of available oxygen in the aeration tank
2. Decline in the biological metabolism activity
3. Availability of food
4. Presence of unexpected reducing substances (phenol, $SO_2$)
5. Presence of toxic substances
6. Changes in pH
7. Signaling over or under organic loading in the activated sludge process
8. Signaling low MLSS concentration
9. Indicator of septic or low oxygen environment
10. Signaling overaeration in a pure oxygen activated sludge system
11. Change in respiration rate
12. Signaling any shock load

So in essence, it provides a "now" thing rather than a signal for things past when it is already too late to correct the situation.

In summary, the on-line monitoring helps in improving Plant performance and can provide an early signal for any potential trouble as it is just starting to occur.

## An Application Example

Earlier it was indicated that in water pollution abatement process control, it is important to know the kinetics of the process. In other words, knowing the rate and direction of change in any parameters is the most important information.

The following is an actual application example showing how the generated data by the Mitsubishi ACS can be used in process control.

This example will serve to show how a change in one parameter such as the ORP can raise the flag for further screening and investigation of operations data.

In late November 1985 (11-25-1985) and throughout December 1985, the ORP value for the effluent bay of the aeration deck started to steadily increase from its normal average value. Figure 6 shows that the daily average prior to November 25, 1985, was between + 150 mV and + 200 mV. Starting November 25, 1985, the ORP average value went up steadily with as high as + 450 mV.

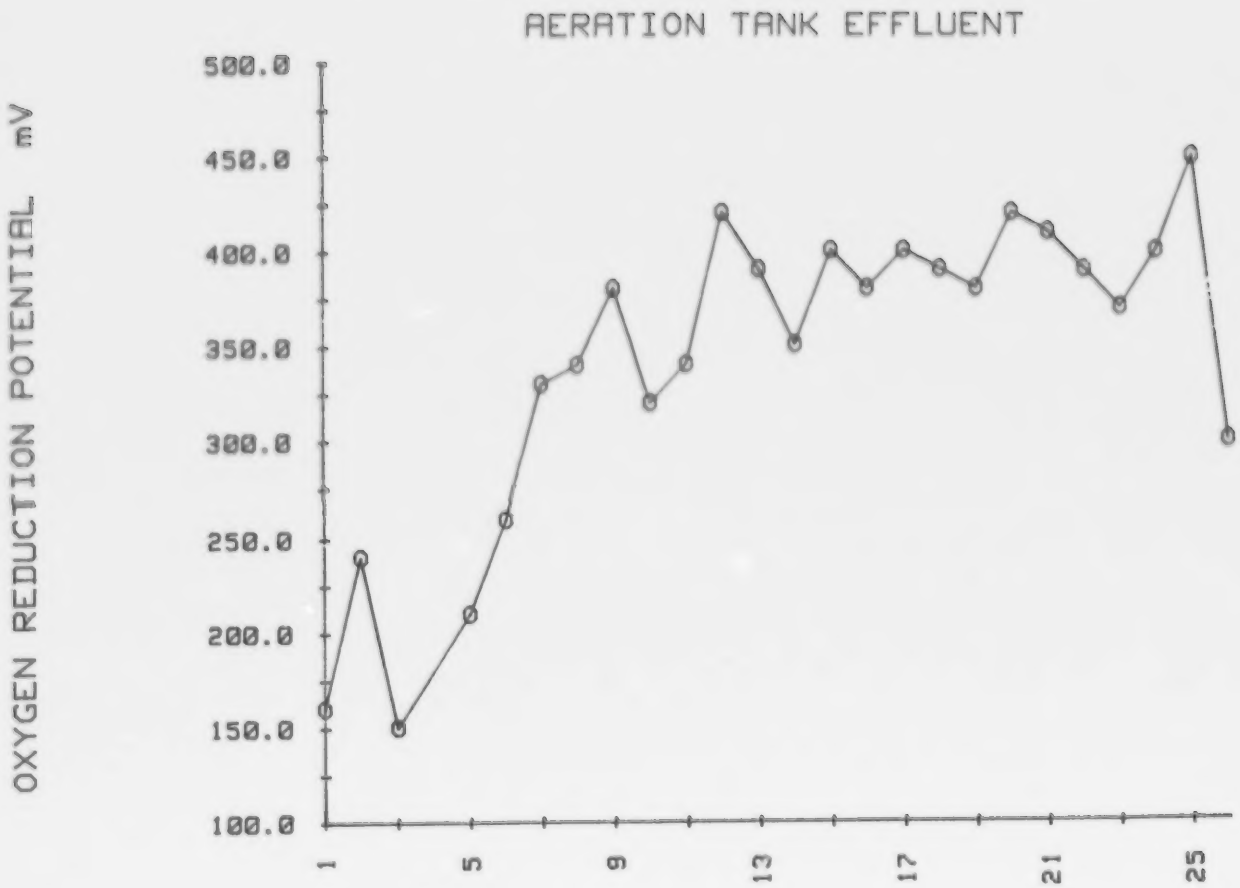

AERATION TANK EFFLUENT
OXYGEN REDUCTION POTENTIAL mV
500.0
450.0
400.0
350.0
300.0
250.0
200.0
150.0
100.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 6

This steady increase in ORP value is a strong indicator that something "is going on". Knowledge of the ORP concept is very important so one can make a judgement.

A change in ORP value can indicate one or a combination of several things as follows:

1. Decrease in biomass activity; the decrease may be caused by various parameters such as toxic materials, lower temperature, D.O. supply is not meeting the biological demand (as BOD might have been going up).
2. D.O. supply much higher than D.O. demand leaving a high surplus of D.O. than usual.
3. An underloaded aeration tank (sewage strength went down or primary treatment BOD removal efficiency increased beyond its normal average).
4. New oxidants or reductants are present.
5. Biomass is dying (presence of strong toxicant, e.g. pesticides. Pesticides are also oxidants).
6. Decrease in biomass population (MLVSS) because of insufficient RAS flow rate or decreasing RAS VSS concentration.
7. Change in biomass metabolism rate (may be change in the nature of the carbon source and other block-building species).
8. Presence of anaerobic or septic condition.

The fact that ORP values went up, some of the above conditions should be considered to explain this change. Checking the Plant operations data file, the followings have been found:

1. The PE-AS $BOD_5$ daily average increased from a low 38 mg/l to an average 53 mg/l during the same period where ORP values went up as indicated in Figure 7. Figure 8 shows the change in the PE-AS COD 24-hr. average values. Although the $BOD_5$ 24-hr. average value went up, it is not that significant increase, especially when we are dealing with the last bay of the aeration deck. This is explained below.
2. The pH values did not exhibit any alarming or significant change.
3. The oxygen was always supplied to the mixed liquor so that the mixed liquor D.O. average value was maintained at 4 mg/l $\pm$ 1 mg/l throughout the aeration deck (except for the effluent bay which was higher). This indicated that the oxygen supply was not the problem.
4. Figure 9 shows the specific oxygen uptake rate (SOUR) of aeration deck during the same period. It is important to realize that the oxygen uptake rate (OUR) is measured on a sample collected from the last bay (effluent bay) of the aeration deck. Therefore, these values of SOUR reflect the endogeneous respiration of the biomass as the substrate by then has been consummed. It means that these SOUR values are not affected by the substrate level fluctuation in our case.

Realizing this and noticing that SOUR values decreased over several days in November and December 1985, it indicates that there was a slight decrease in the 24-hr. average biomass activity.

5. As indicated in Figure 10, the initial settling velocity (zone settling velocity) of the mixed liquor decreased steadily throughout the same period. This decrease has been most probably triggered by some change in other parameters. Since substrate level at the head of the aeration deck and pH have not gone belwo their normal values, then they are not the triggering mechanisms. It is suggested that defflocculation took place as a result of a qualitative change in the incoming raw sewage (e.g. metals).

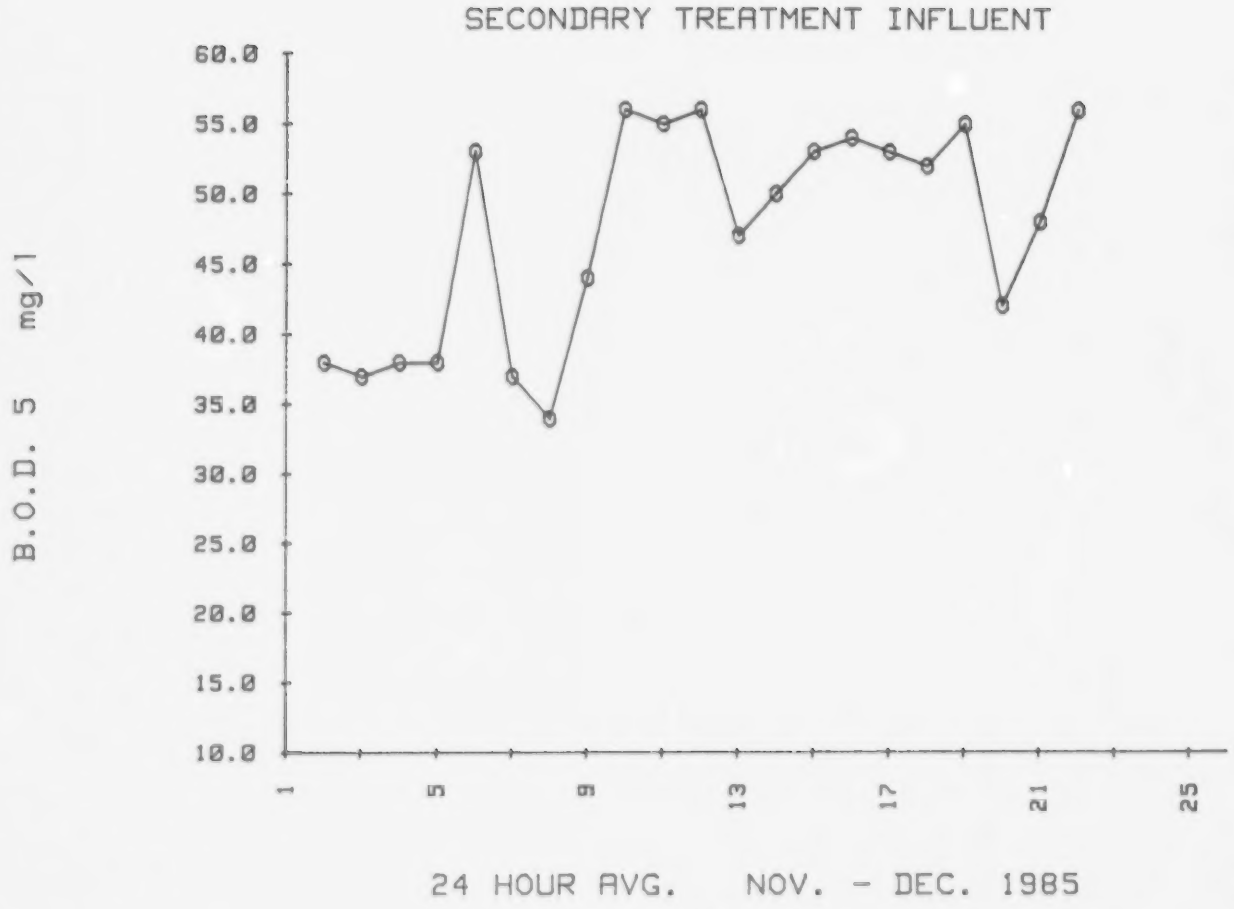

SECONDARY TREATMENT INFLUENT
B.O.D. 5 mg/l
60.0
55.0
50.0
45.0
40.0
35.0
30.0
25.0
20.0
15.0
10.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 7

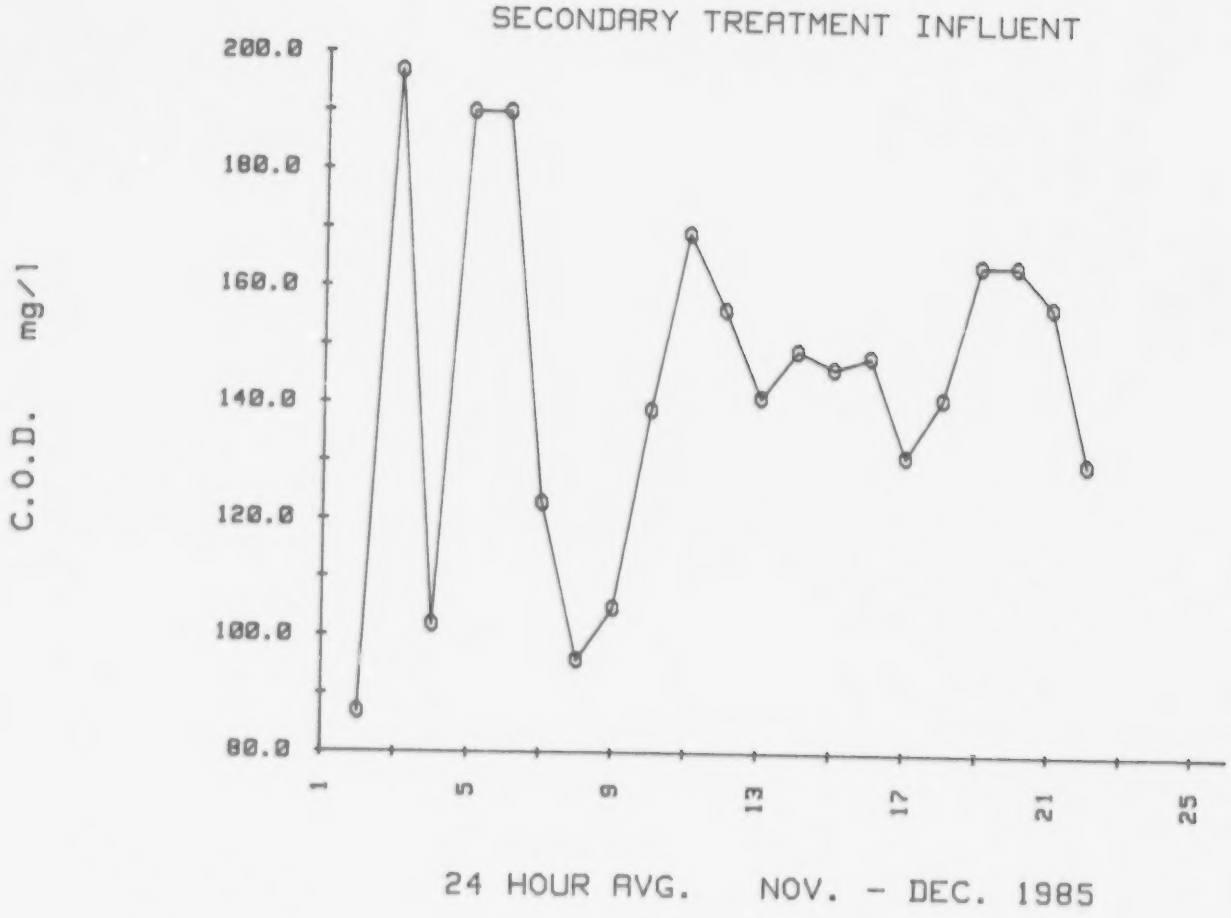

SECONDARY TREATMENT INFLUENT
C.O.D. mg/l
200.0
180.0
160.0
140.0
120.0
100.0
80.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 8

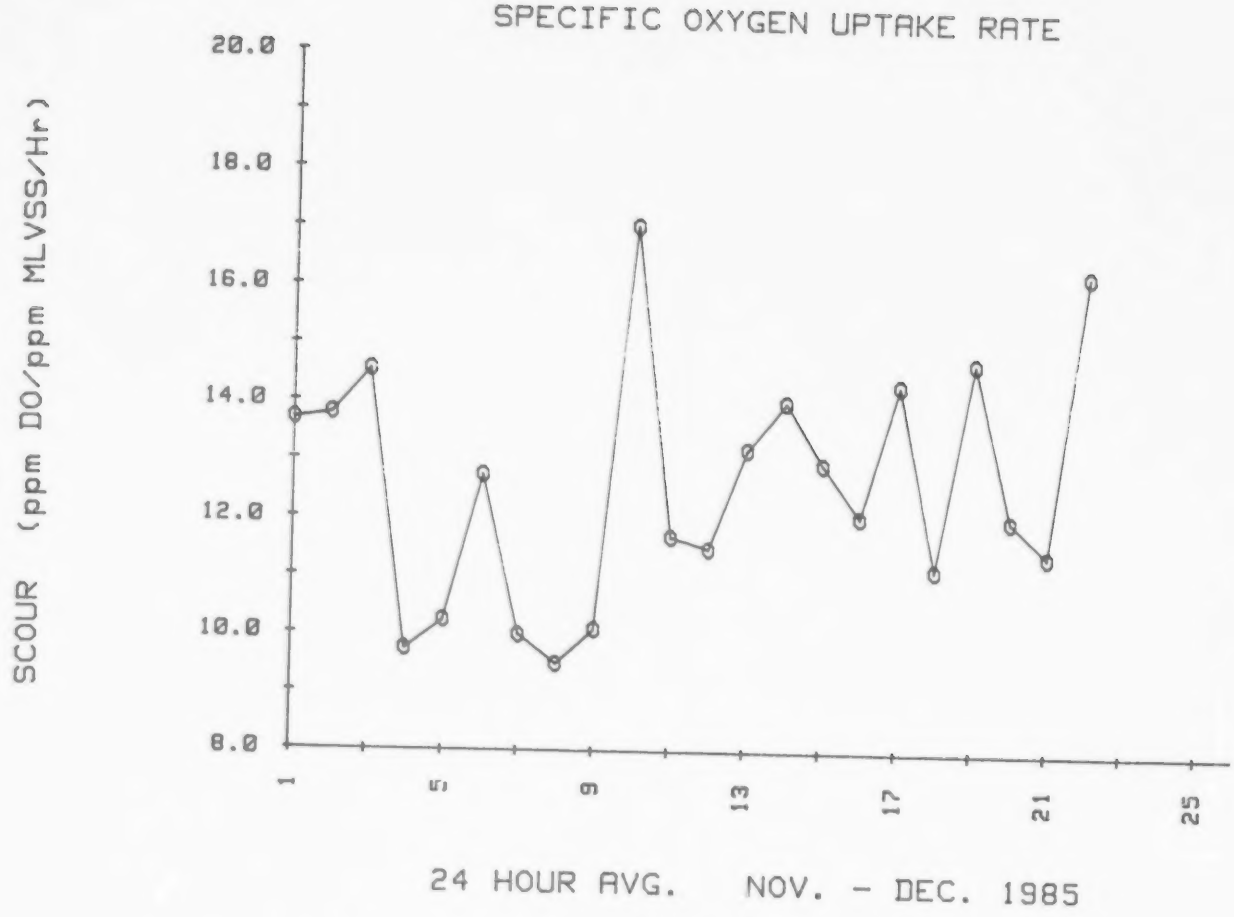

SPECIFIC OXYGEN UPTAKE RATE
SCOUR (ppm DO/ppm MLVSS/Hr)
20.0
18.0
16.0
14.0
12.0
10.0
8.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 9

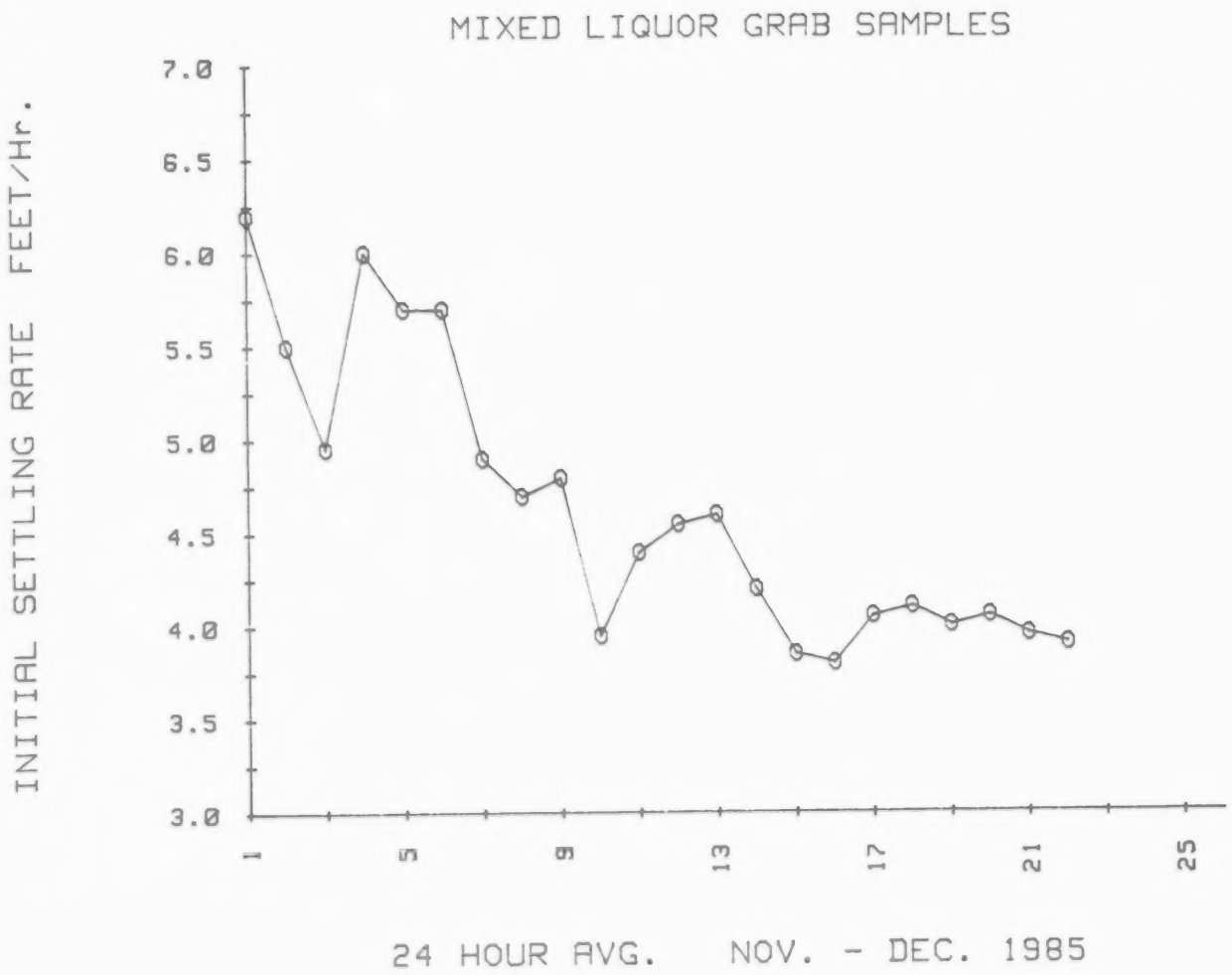
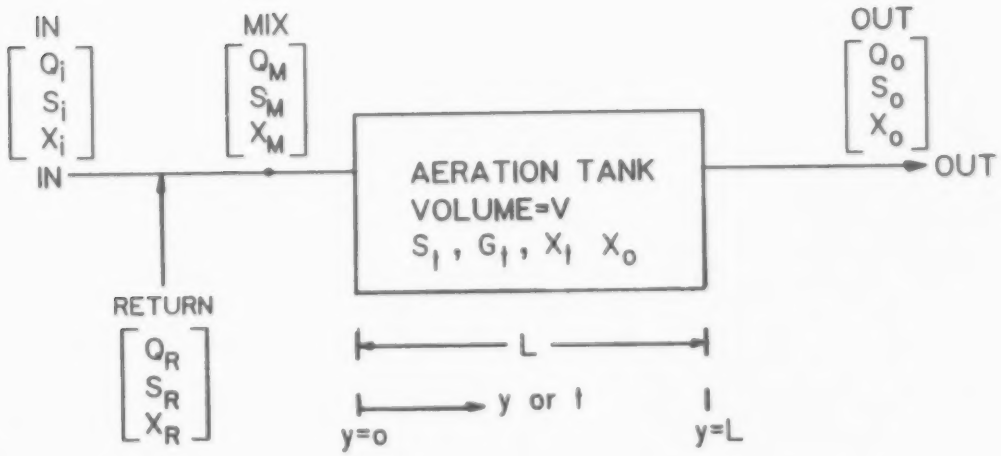

MIXED LIQUOR GRAB SAMPLES
INITIAL SETTLING RATE FEET/Hr.
7.0
6.5
6.0
5.5
5.0
4.5
4.0
3.5
3.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 10

6. A net result of a slowing settling mixed liquor is a decrease in the return sludge volatile suspended solids concentration. Indeed, Operations data showed that RAS VSS went down between November 25 and December 5, 1986 (Figure 11).

7. The above would definitely impact the aeration tank mixed liquor volatile suspended solids concentration. Indeed as shown in Figure 12 operations data showed a decrease in the MLVSS concentration corresponding to the above changes as indicated in items 5 and 6. The fact is that as the initial settling velocity (ISV) decreases, then less sludge is reaching the bottom of the clarifier. If the return activated sludge flow rate did not change, then the mass rate input of sludge to the head of the aeration tank will be lower than before. Therefore, the impact is that the MLVSS level in the aeration tank is decreasing.

In order to have a better understanding of the above concepts, some mathematical equations describing the system are needed. A very preliminary schematic of the aeration deck is shown below. Complexity has been avoided to make the presentation simpler.




The flow schematic shows the PEAS line (labeled IN), the return activated sludge line (labeled RETURN), and the effluent of the aeration tank (labeled OUT) to the secondary clarifiers.

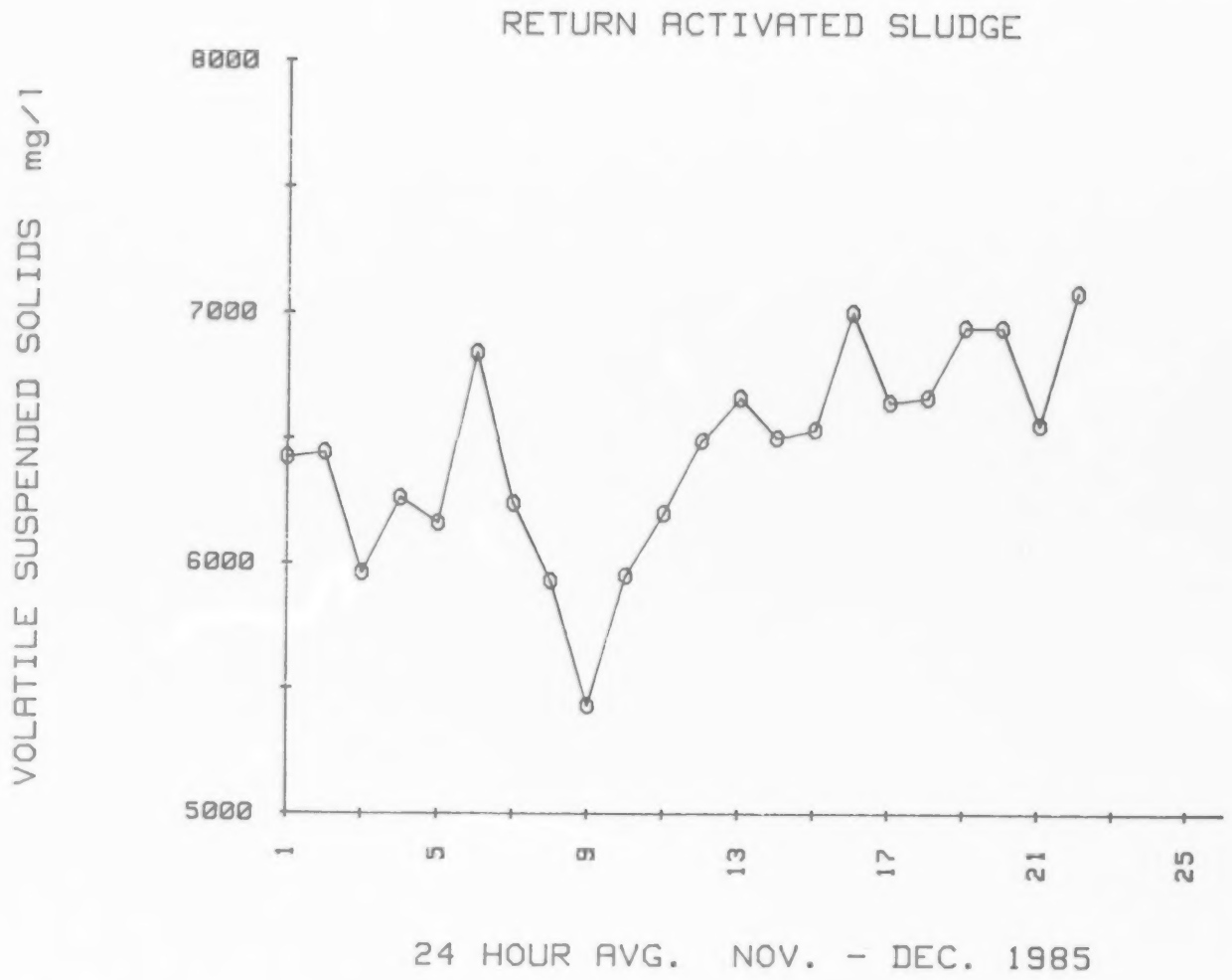

RETURN ACTIVATED SLUDGE
VOLATILE SUSPENDED SOLIDS mg/l
8000
7000
6000
5000
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 11

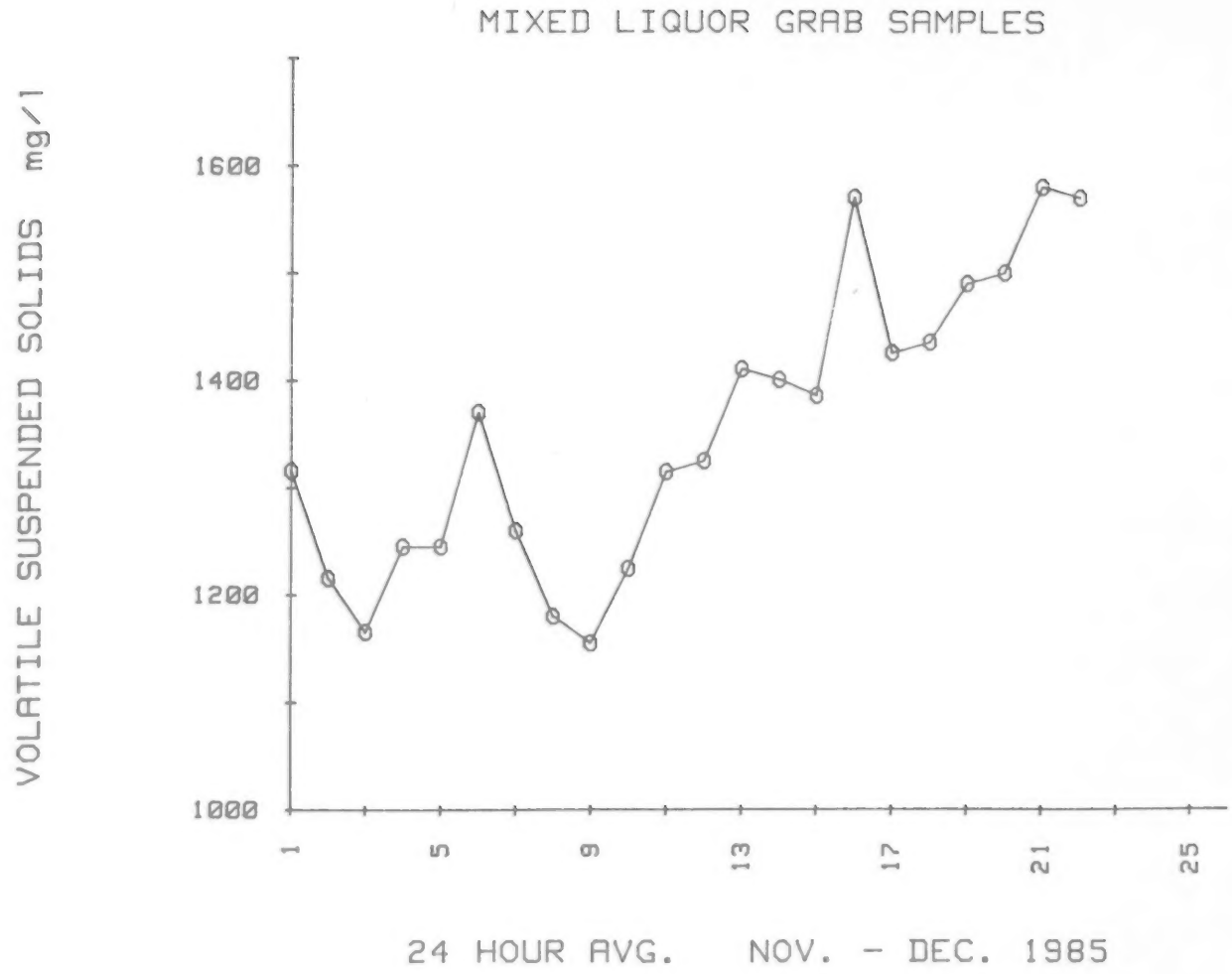

MIXED LIQUOR GRAB SAMPLES
VOLATILE SUSPENDED SOLIDS mg/l
1600
1400
1200
1000
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 12

The following designations are used:

V: Aeration tank volume, $L^3$

Q: Volumetric flow rate, $L^3T^{-1}$

S: Substrate concentration, $ML^{-3}$

X: Cell concentration, $ML^{-3}$ (as measured by VSS)

Y: Distance from the head of the tank, L

L: Length of the aeration deck, L

The subindexes used are as follows:

i: for IN

R: for RETURN

o: for OUT

t: for time (time dependent)

s: for substrate

x: for biological cell

The followings describe the profile of substrate and biological cell throughout the aeration tank:

for substrate:

$$V \frac{ds}{dt} = Q_i S_i + Q_R S_R - Q_o S_o - G_{S,t} \quad (a)$$

for cell (i.e. VSS):

$$V \frac{dx}{dt} = Q_i X_i + Q_R X_R - Q_o X_o + G_{x,t} \quad (b)$$

At the MIX point, the followings can be obtained:

$$Q_M = Q_i + Q_R \quad (c)$$

$$Q_M X_M = Q_i X_i + Q_R X_R \quad (d)$$

$$Q_M S_M = Q_i S_i + Q_R S_R \quad (e)$$

for the generation term G, the followings can be found:

$$G_{x,t} = r_{x,t} \cdot V$$

$$= \hat{\mu} \frac{S}{K_s + S} XV - K_d X V \quad (f)$$

$$G_{s,t} = r_{s,t} \cdot V$$

$$= \frac{1}{Y} \hat{\mu} \frac{S}{K_s + S} XV \quad (g)$$

where:

Y = yield coefficient

$K_s$ = saturation coefficient, $ML^{-3}$

$k_d$ = decay rate, $t^{-3}$

$\hat{\mu}$ = maximum growth rate, $t^{-1}$

substituting (f), (g), (c), (d), and (e) into equations (a) and (b) and assuming steady state condition (logical assumption as we are using the 24-hr. average values), the followings are found (after some mathematical manipulations):

$$(S_M - S_o) \frac{1}{\tau} = + \frac{\hat{\mu}}{Y} \frac{S}{K_s + S} X \quad (h)$$

$$(X_M - X_o) \frac{1}{\tau} = - \left( \hat{\mu} \frac{S}{K_s + S} - K_d \right) X \quad (i)$$

where $\tau$ = hydraulic detention time, t

Equations (h) and (i) describe the substrate and volatile suspended solids profile along the aeration tank.

Since the last bay of the aeration deck would have very low substrate concentration, then pseudo-first order kinetics are certainly assumable.

Then equation (i) becomes:

$$(X_M - X_o) \frac{1}{\tau} = - (KS - k_d) X \quad (j)$$

where $K = \hat{\mu}/K_s$

Equation (i) or (j) gives us an important bit of information: The net accumulation, if any, of the volatile suspended solids under aeration is affected partially by $X_M$. In other words if $X_R$ decreases, we should notice a decrease in the net accumulation of VSS in the aeration tank. Indeed, Operations data during the same period shows that this has happened as indicated in Figure 13. Figure 13 which is the plot of equation (g) demonstrates that during the same period the SCOUR and ISR went down, the net accumulation of VSS in the aeration tank also decreased.

## SUMMARY

In summary, this has served to show how a change in one parameter such as the ORP can raise the flag for further screening and investigation of operations data. Accordingly, a process change can be made based on the above facts,

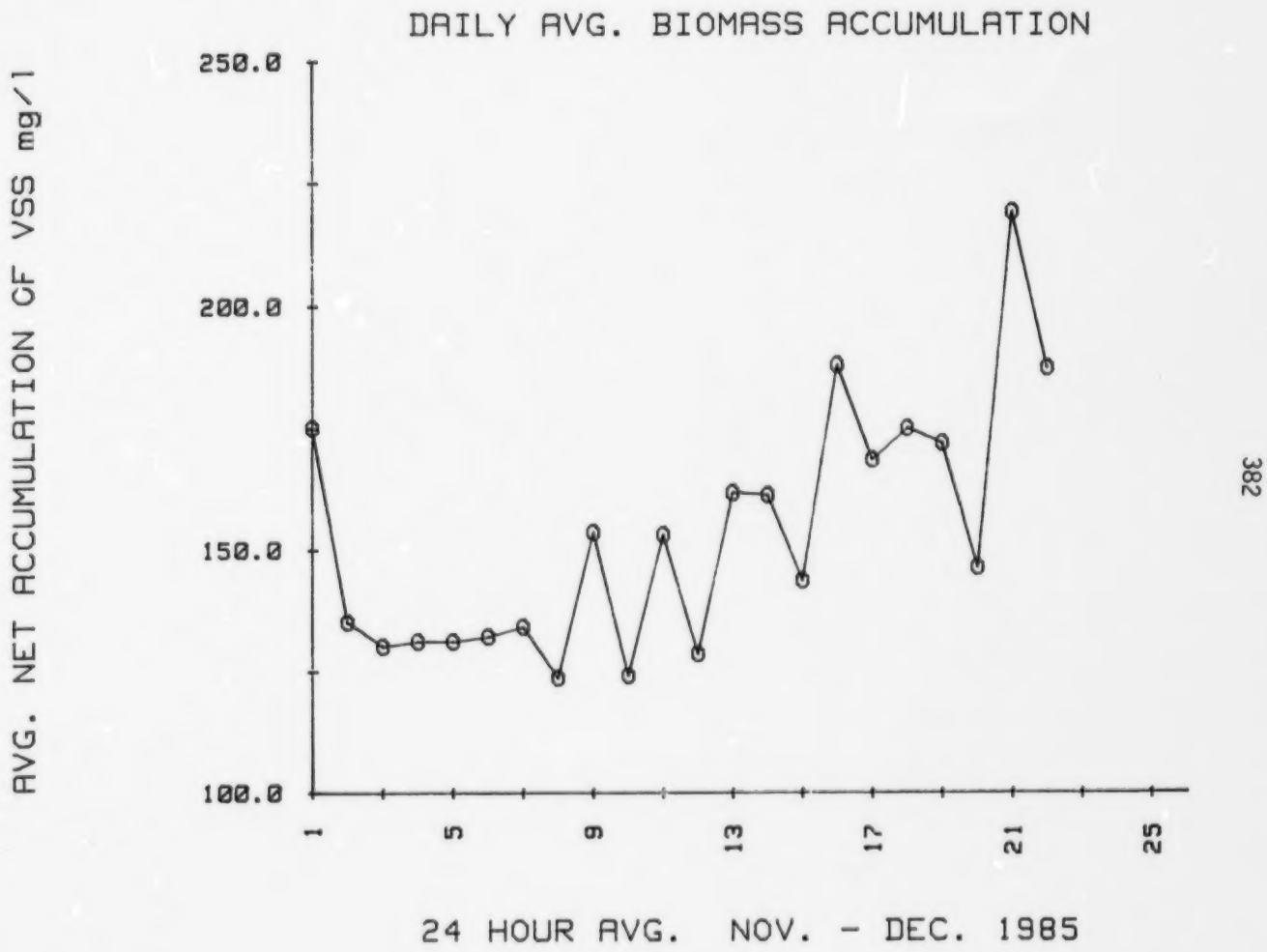

DAILY AVG. BIOMASS ACCUMULATION
AVG. NET ACCUMULATION OF VSS mg/l
250.0
200.0
150.0
100.0
1
5
9
13
17
21
25
24 HOUR AVG. NOV. - DEC. 1985

Figure 13

especially if the process conditions start to deteriorate to a critical level.

On-line reliable instrumentation is definitely a great tool for process monitoring and control.

REFERENCE

1. Yotsumoto, Hotsuo, Ozawa, Tateki, and Tetsu Takeyama, "Notable Techniques for Environmental Control: Application of the Microbe Monitor", Technical Publication of the Environmental Equipment Group, Dept. of Environmental & Industrial Equipment Development, Laboratory of Applied Equipment, Mitsubishi Electric Corporation, Japan (no publication year available).

2. "Application of on-line Analytical Instrumentation to Process Control", Edited by R.M. Arthur, Ann Arbor Science, 1982.

3. Dirisian, H.A., Molof, A.J., and J.A. Borchardt, "Electrode Potentials Developed During Sludge Digestion", J.WPCF, 35:4, 424 (1963)

4. Brockett, O.D., and P. Welsby, "Redox Potential - A Guide to Oxidation Pond Performance", in Advances in Water Pollution Research Proceedings 6th Int'l Conf., Jerusalem, June 13 - 23, 1972

# AN INSTRUMENT FOR AUTOMATED CONTROL OF SLUDGE CONDITIONING

by
H.W. Campbell[1], S.L. Siverns[2], P.J. Crescuolo[1] and E.J. Harrison[2]

[1]Environment Canada
Conservation and Protection
Wastewater Technology Centre

[2]Zenon Environmental Inc.

## INTRODUCTION

Sludge handling and disposal represents a major cost component of any sewage treatment system. Sludge volume reduction or dewatering can be instrumental in reducing this cost. With few exceptions, a dewatering system must be preceded by some form of conditioning in order to flocculate the sludge and enhance the ease with which water may be removed. Chemical conditioning of sludge represents a significant operation and maintenance cost, and directly affects the quality of the sludge cake produced by the dewatering device. It is therefore important, from both cost and performance considerations, to optimize the addition of chemicals for sludge conditioning. A variety of tests including capillary suction time (CST), specific resistance, solids concentration, etc., are available to measure the effectiveness of a particular conditioning option. Unfortunately, none of these test procedures have been adapted to on-line measurement. The result is that, as the characteristics of the incoming sludge change, there is no method of automatically adjusting the flow rate of conditioning chemical to compensate for these changes.

The key to increased control of the conditioning process lies in a better understanding of fundamental intrinsic sludge properties such as rheology. Rheological measurements are sensitive to changes in the physical properties of sludge, and existing equipment can be adapted for on-line measurement of rheological properties. Process research conducted at the Wastewater Technology Centre (WTC) has shown that direct measurement of the rheological properties of sludges can be used to control chemical conditioning. This work has been developed and commercialized in the form of a sludge conditioning controller by Zenon Environmental Inc. The paper discusses the rationale behind the control strategy, describes the commercial prototype controller and presents the preliminary test results from the first prototype.

## BACKGROUND

Rheology can be defined as the study of the properties and behaviour of matter in the fluid state. Most single-phase fluids exhibit Newtonian behaviour in that the rate of viscous flow is proportional to the shear stress. The addition of solid particles to the fluid interferes with the free flow of the dispersion medium to a degree that is dependent on the rate of shear. Sewage sludge falls into this category which is referred to as a dispersed system.

The rheology of sewage sludge is further complicated by the fact that most sludges are also thixotropic, meaning they possess an internal structure which breaks down as a function of time and shear rate. A flow curve or rheogram (Figure 1) of a typical sludge, showing the curves produced by a rotating viscometer during the increasing and decreasing rate of shear cycles, indicates that the rheology of the sludge has been altered during the initial (increasing) phase of the test. The displacement of the two curves is referred to as a hysteresis loop and is a measure of the degree of thixotropy exhibited by the sludge.

The relationship between sludge rheology and polymer addition was established during a sludge characterization study at the WTC (Campbell et al., 1978). Figure 2 shows a typical set of

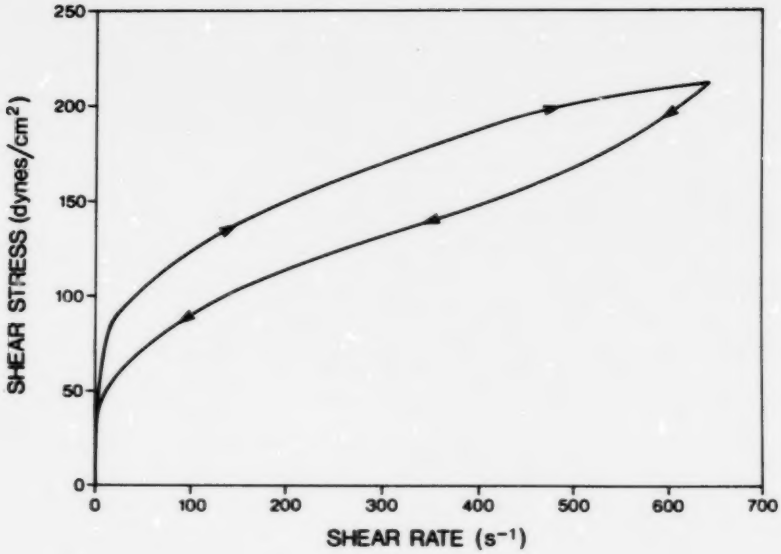



FIGURE 1: TYPICAL RHEOGRAM ILLUSTRATING THIXOTROPY

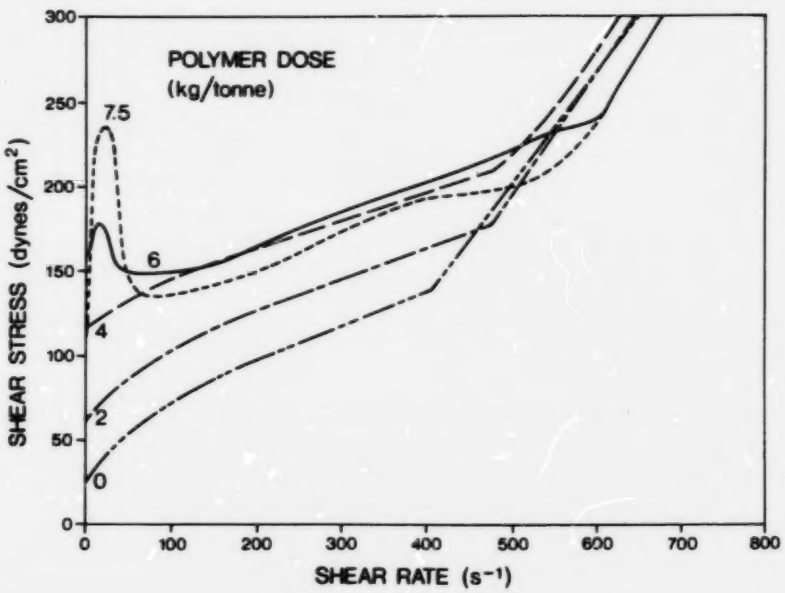



FIGURE 2: RHEOGRAMS OF POLYMER CONDITIONED SLUDGE

rheograms for a polymer conditioned anaerobically digested sludge. As the polymer dosage increased, the shear stress also increased for any given shear rate. At some polymer dose, which was specific to the sludge, a peak appeared in the initial portion of the rheogram. It was observed that the polymer dosage at which this phenomenon occurred, correlated well with that dosage which produced efficient performance during concurrent pilot-scale dewatering trials. The selection of rheological properties as a means of automatically controlling polymer conditioning is based on the assumption that rheograms describe fundamental sludge properties. As the amount of polymer in a system is increased, the nature of the sludge particles or flocs change and subsequently the interrelationship between the dispersed particles (sludge flocs) and the fluid also changes. This, in turn, is reflected in changes in the characteristics of the flow curves or rheograms as shown in Figure 2.

The development of a chemical conditioning control strategy based on the rheological properties of sludges has consisted of four major activities; a series of bench-scale batch experiments, operation of a pilot-scale continuous flow conditioning system, application of the strategy to a full-scale belt filter press and finally, the development and testing of a commercial prototype controller. The details of the first three phases are documented in the literature (Campbell and Crescuolo, 1982, 1983, 1985) but a brief summary of some of the key components will be presented in order to provide the rationale behind the development of the prototype controller.

## EFFECT OF SLUDGE CHARACTERISTICS ON RHEOLOGICAL PROPERTIES

One of the primary objectives of the bench and pilot-scale phases was to determine how changes in the dewaterability of a sludge affected the polymer addition/rheology relationship. It was decided to artificially alter the dewaterability and subsequently the chemical conditioning requirements of a sludge in two ways. In the first instance, the total solids concentration was varied by adding dilution water while keeping the total sludge flow rate constant. This is analogous to changes which might be experienced over some time period while pumping from a stratified digester or sludge storage tank. The other most common problem in sludge dewatering occurs when the chemical conditioning requirements simply increase without notice. This could be due to a definable cause such as the addition of a seasonal industrial waste to the treatment plant or could be completely unexplained. This second effect was modeled by adding a small amount (0.1 to 0.2 % by volume) of liquid detergent to the unconditioned sludge.

Although the absolute values and, to some degree, the shape of the curves differed between the bench-scale and the pilot-scale data, the response of the rheological properties to changes in either polymer addition or sludge characteristics, were always consistent. For this reason, only typical examples of pilot-scale data are presented in Figures 3,4 and 5. Figure 3 shows the effect of polymer addition on the rheograms and dewaterability as measured by the CST test. After the addition of 3.5 kg of polymer/tonne of sludge solids (Curve D), the CST had dropped from 1127 s to 20 s. A CST of 20 s would normally be considered to represent an adequately conditioned sludge. At the same time Curve D also exhibits a significant peak in the rheogram at a shear rate of approximately 5 $s^{-1}$.

In Figure 4, the total flow rate was kept constant but the solids concentration was varied by adding dilution water. Since the polymer flow rate was also kept constant, the unit polymer dosage varied inversely with the solids concentration. Curve E, at a polymer dosage of 4.4 kg/t and a solids concentration of 3.1 % was considered to represent a well-conditioned sludge. This was confirmed by a CST of less than 20 s and a significant peak in the rheogram. As the effective solids concentration increased from 3.1 to 4.4 %, the polymer dosage decreases proportionately (moving from Curve E to A). This resulted in an increase in the CST from 17 to 37 s and a decrease in the height of the initial peak. The failure to ensure that polymer flow rate was adjusted for fluctuations in the solids concentration of the sludge, results in moving from a situation where the sludge was well-conditioned (Curve E) to one where the sludge was definitely under–conditioned (Curve A).

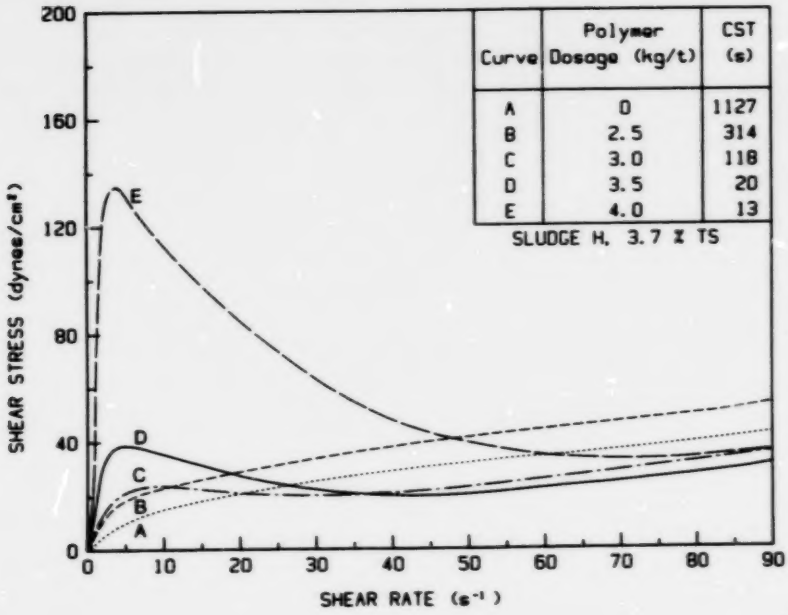



FIGURE 3: EFFECT OF POLYMER DOSAGE ON RHEOLOGY (PILOT-SCALE)

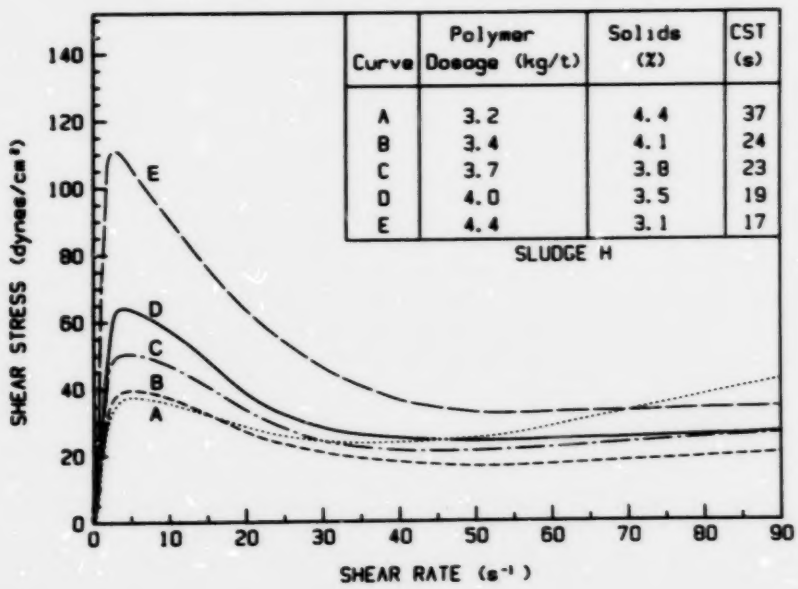



FIGURE 4: EFFECT OF SOLIDS CONCENTRATION ON RHEOLOGY (PILOT-SCALE)

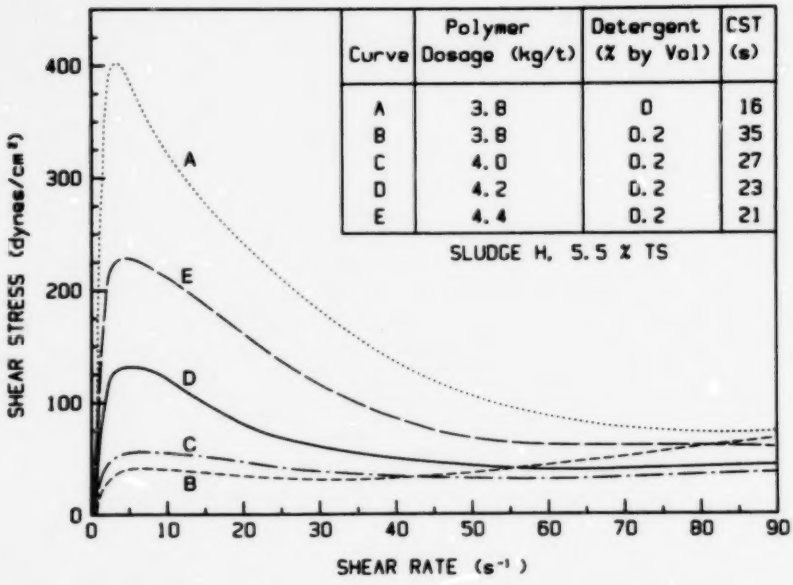



FIGURE 5: EFFECT OF DETERGENT ADDITION ON RHEOLOGY (PILOT-SCALE)

Figure 5 shows the effect of changing the overall dewaterability of a sludge without altering the solids concentration. Curve A represents a well-conditioned sludge (i.e., CST less than 20 s and a significant peak in the rheogram). Curve B is exactly the same sludge with the exception that 0.2 % by volume of detergent was added. The addition of this detergent increased the CST to 35 s and almost completely removed the peak in the rheogram. Curves C through E show the effect of increasing the polymer dosage. Curve E represents the same sludge conditioning level as Curve A, but at the cost of an additional 0.6 kg/t of polymer. The net effect is that when sludge dewaterability deteriorates, an increase in polymer dosage is required to offset this condition, if the same level of performance from the dewatering device is to be expected.

The work conducted at bench and pilot-scale established that the relationship between polymer addition and rheology was consistent for all sludges, although the absolute values were sludge specific. It also established that rheological characteristics, as measured by a rotating viscometer, were sufficiently sensitive to identify the effects of changes in both solids concentration and overall dewaterability. They could also be used to determine when a problem arising from either of these effects had been corrected.

## DEVELOPMENT OF CONTROL STRATEGY

In order to evaluate the applicability of the data generated at bench and pilot-scale, a full-scale test facility as shown in Figure 6 was constructed. The belt press had a 0.5 m belt, the viscometer was a Haake RV-100 and the computer consisted of an HP87/HP1000 combination. Interfacing the dilution water/detergent pump with the computer allowed temporal variations in the feed sludge characteristics to be generated by programming the operation of this pump.

A successful control strategy for sludge conditioning must satisfy the following three criteria:

1. Optimize sludge dewaterability
2. Minimize polymer addition (i.e., cost), and
3. Respond to changes in sludge properties by altering polymer dosage.

The first step in the control strategy was the development of a rheogram for an optimally

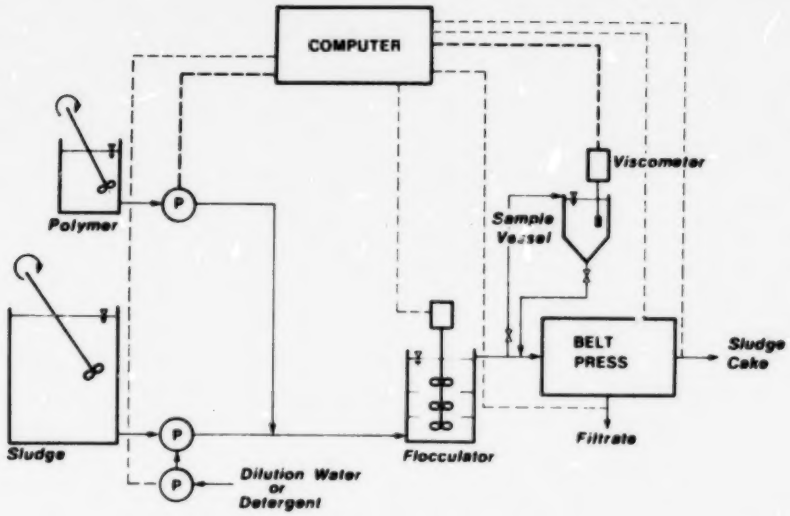



FIGURE 6: PROCESS DIAGRAM FOR FULL SCALE SLUDGE CONDITIONING/ DEWATERING

conditioned sample of the sludge and polymer in question. The characteristics of this rheogram were stored in the computer memory as a reference rheogram. During operation of the belt press, samples of conditioned sludge were taken at regular intervals, a rheogram developed from the sample and the characteristics of this rheogram compared to those of the reference rheogram in the computer memory. Depending upon the comparison, the computer then instructed the polymer pump to either increase or decrease the flow of polymer to the belt press. The evaluation of the control strategy was conducted in a manner analogous to that used in the bench and pilot-scale work. Fluctuations in the sludge characteristics were generated by the programmed operation of the dilution water/detergent pump. The response of the system to these perturbations was then monitored.

Figure 7 shows the response of the control system to changes in the concentration of the feed sludge. During the initial 60 minutes the dewatering system was coming to equilibrium. During the steady-state period (as defined by consistent belt press performance) from 60 to 200 minutes, the average polymer flow rate was 4.54 L/min. The break in the data from 200 to 270 minutes resulted from plugged feed lines, but when this had been rectified and the solids concentration of the sludge decreased from 4.6 to 4.2%, the resulting average polymer dosage had also decreased. The decrease in polymer flow rate from 4.54 to 3.69 L/min represented a polymer saving of approximately 20% whereas the decrease in solids was only about 10%.

In Figure 8 the effect of altering the dewaterability of a sludge by the addition of detergent is shown. The polymer flow rate during the first steady-state period was 4.45 L/min. At approximately 105 minutes a small percentage (0.15% by volume) of detergent was added to the incoming sludge. The control system sensed that the polymer requirement had increased and proceeded to adjust the polymer pump accordingly. The average polymer flow rate required during the period of detergent addition was 5.51 L/min, or an increase of approximately 24%. When the addition of detergent was terminated, the polymer flow rate returned to the same general level as before the addition.

The preliminary effects shown in Figure 7 and 8 proved to be generally representative of the response of the control system. The measured rheological properties were sensitive to changes in

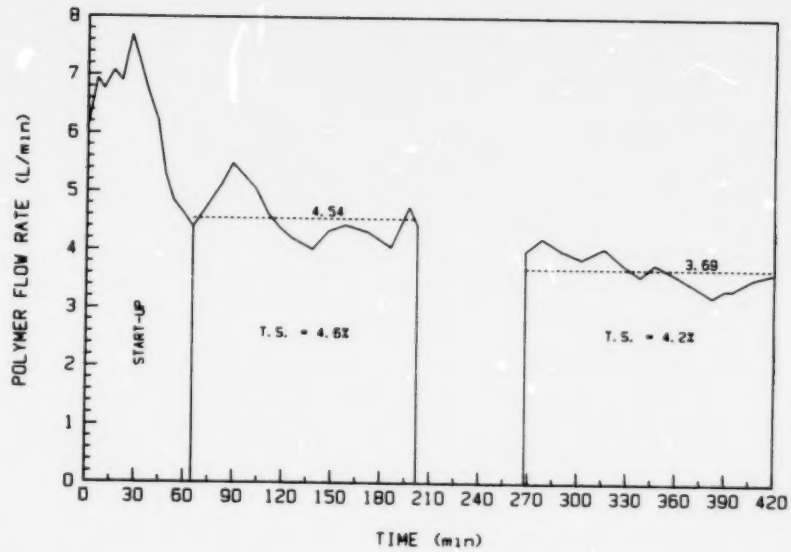



**FIGURE 7: RESPONSE OF CONTROL STRATEGY TO FLUCTUATIONS IN SLUDGE SOLIDS CONCENTRATION**

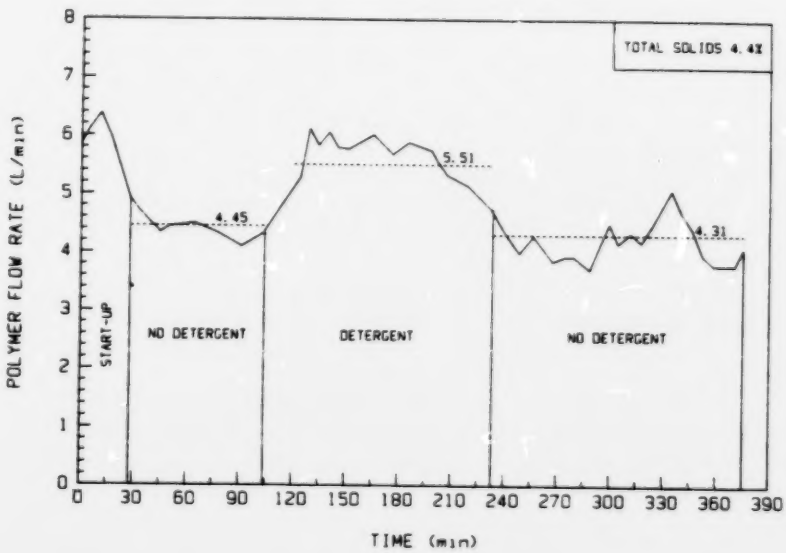



**FIGURE 8: RESPONSE OF CONTROL STRATEGY TO FLUCTUATIONS IN SLUDGE DEWATERABILITY**

the polymer demand of the system and the control algorithm was capable of initiating the appropriate changes in the polymer flow rate. The system as tested, satisfied the criteria outlined earlier for a successful control strategy but the control equipment was not suitable for field application. Both the viscometer and the computer were too sophisticated and expensive for routine use at a treatment plant. While it appeared that the rationale behind the control strategy was valid, the practical application of the technology depended on the development of a system which was not only rugged enough for installation at a sludge dewatering site but was also sufficiently inexpensive to be financially attractive. At this point the Wastewater Technology Centre entered into a co-operative program with Zenon Environmental Inc. Under the "Program for Industry/Laboratory Projects" (PILP), Zenon was awarded a contract to carry out a market survey to establish the economic viability of the technology and assuming that the survey was positive, to develop a commercial prototype controller based on the WTC research.

## COMMERCIALIZATION OF THE TECHNOLOGY

The market survey confirmed that a viable market for a product to control polymer addition does exist in both the municipal and industrial sectors. The commercialization process involved translation of the WTC technology from a collection of sophisticated instrumentation and minicomputer software into an integrated controller suitable for industrial application. The market survey provided economic and performance considerations while the technology acquired from WTC provided the measurement and control constraints. The challenge was to produce a reliable, robust, and easy-to-use system which satisfied all of the above constraints.

The transition was made in several steps. New components were introduced to the original test facilities one at a time. This enabled each element of the system to be tested independently of the other components.

The sample vessel and associated piping and valving were replaced first. The level sensing system and feed piping arrangement were based on experience gained in the previous phase of the program.

The computer was the second component to be replaced. An Apple II, with third party input/output modules, was used as the first control computer. This was expedient at the time and verified that the software could be implemented in a small computer. The computer was later changed to a custom single board microcomputer.

A large number of viscometer rotor (i.e., rheology sensor) designs were investigated to optimize the response to the rheological characteristics of interest. These tests provided some guidelines for the final design of the sensor which had to be matched to the measuring or sensor head.

The sensor head itself required the bulk of the design time. It had to be sensitive to the particular measurement in question but did not need to be as versatile as a commercial viscometer. The head and the sensor were then optimized together for such things as rate of rotation, starting current, and torque range.

Once all of the hardware was in place the control algorithm was tested, analyzed and modified. Alarm conditions and responses were identified and tests for these were devised. These included: improper filling, improper emptying, probe not turning, and probe fouled or damaged.

## HARDWARE

The resulting control system, identified as the Zenon Sludge Conditioning Controller (SCC), consists of two major subsystems: the sampling system, and the central control panel. These are shown in Figure 9. One sampling vessel is required for each press, or more particularly for each polymer dosing unit (if one polymer pump feeds to more than one press). The central control panel is configured to handle from one to four presses.

The sampling system ( detailed in Figure 10 ) consists of a ten litre tank, the feed and drain

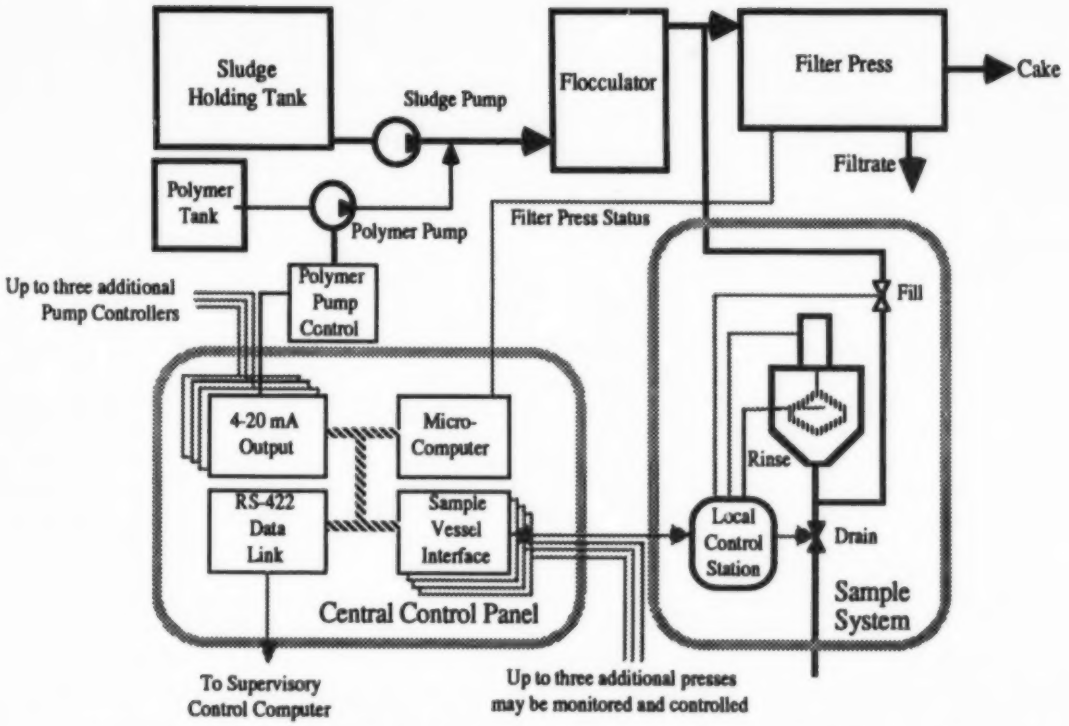



FIGURE 9: BLOCK DIAGRAM FOR THE ZENON SLUDGE CONDITIONING CONTROLLER

pinch valves (five centimeter ( 2 in. ) diameter, air operated), three spray rinsing nozzles, and the measurement head assembly. The measurement head includes the rheology sensor and its drive motor (sensor head), a signal conditioning amplifier, and the level sensor. A local control station is provided near the vessel which allows for manual operation of the feed, drain and spray solenoid valves.

The piping is set up to allow the vessel to fill from the bottom. This minimizes the shear to the conditioned sludge. The pinch valves provide an unobstructed flow path when open and positive shut off when closed. With this arrangement clogging of the sample piping is effectively eliminated.

The vessel itself is constructed of stainless steel. It has a conical bottom to facilitate rinsing. The three rinse nozzles are arranged around the vessel at the level of the rheology sensor. The fan spray pattern from each nozzle provides excellent cleaning of the probe and sufficient overspray to rinse the level sensor and the vessel walls.

The level sensor operates on the basis of conductivity. The probe itself is a piece of stainless steel rod. The lack of moving parts and simple design make it very resistant to fouling.

The central control panel (as shown in Figure 9) houses the custom microcomputer and associated hardware. The computer sequences the fill, measurement and drain operations for each sampling vessel. It also receives the raw rheological measurements and calculates the parameters of interest and the output control signal for the appropriate polymer pump controller.

The operator interface is on the front of the control panel. This includes a series of push buttons to toggle between manual and automatic control modes, increase or decrease the desired setpoints, and check the status of the system and each sampling vessel. System parameters are shown on a small LCD display as are any alarm messages.

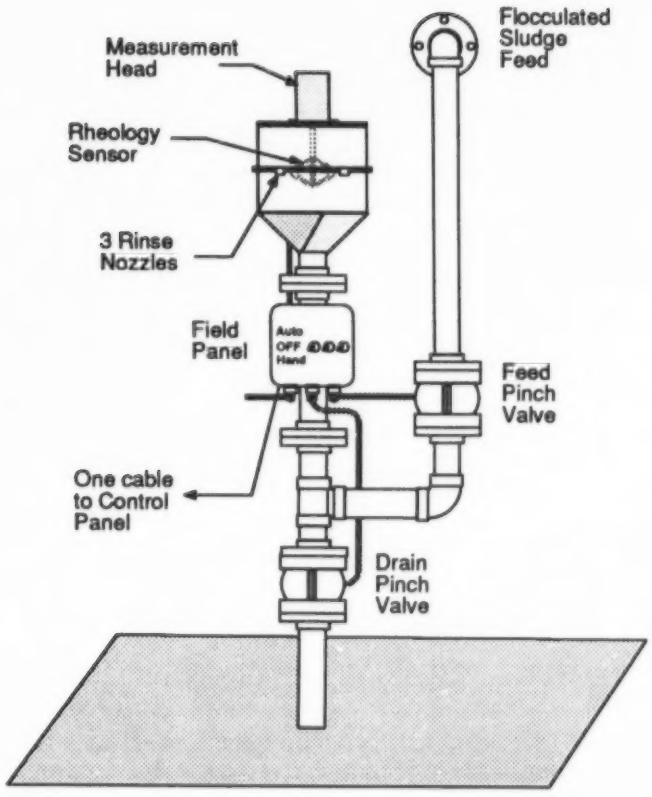



FIGURE 10 : PHYSICAL ARRANGEMENT OF THE SCC SAMPLING VESSEL AND PIPING

## OPERATION

The system can operate in two modes. The manual mode provides an alternate way of directly controlling the polymer dosing pump. In automatic (normal) mode the SCC tracks changes in the dewaterability of the sludge to keep the press operating at optimal conditions.

During automatic operation, flocculated sludge is allowed to flow under gravity into the bottom of the sample vessel. The sample is taken from the top of the flocculator or from a header pipe just before the sludge is introduced to the press. In either case, care is required to ensure that the take-off point will provide a representative sample of fully conditioned sludge. Once the vessel fills, the rheology sensor is rotated in the sludge and its output is transmitted to the central control box. After the measurement cycle is completed, the sample is allowed to drain out and the vessel is thoroughly rinsed for thirty seconds.

Because sludge characteristics vary from place to place and time to time it may be necessary to redefine the optimal setpoints occasionally. This can be done in one of two ways. A 'tuneup' facility is provided where the system uses the next five sample results as representative of optimal

operation and chooses setpoints from this data. This is useful when starting up a press or when changing sludges. It requires the operator to bring the press to optimal running conditions.A setpoint adjustment is also provided which allows the operator to make minor adjustments to the operating point of the press without doing a 'tuneup'.

The control program itself incorporates a 'minimum seeking' algorithm. Meeting the requirements is a necessary but not sufficient condition of being at the optimal dose. Thus even if all of the conditions are met the polymer dose is decreased by a small preselected increment. At steady state the dose will tend to cycle around the minimum value which meets the setpoint requirements.

The computer examines the data from each run to determine possible control actions and also to verify that the sample is acceptable. From the data collected the computer decides if the measurement system is operating properly (i.e., the rheology probe is turning in the sludge or is badly fouled). It also monitors the time to fill the vessel and the initial rate of emptying in order to detect possible plugging conditions. If any of these conditions persist over several samples, the operator is notified of the problem by an alarm.

## TEST DATA

Figure 11 shows an example of the data which the system now collects during each sampling sequence. The characteristic peak at the beginning of the data is well defined and the data is noise free.

An example of a test run where the dewaterability of a sludge was artificially altered by adding detergent is given in Figure 12. After the press reached steady state the detergent flow was slowly ramped up to 0.6 L/min. The polymer dose (solid circles) followed the detergent flow (open circles) with a reasonable phase lag. The detergent flow was cut off after 180 minutes and the polymer demand quickly decreased to its original level. Without operator intervention during the detergent addition phase, experience indicates that the belt press probably would have failed. With the controller active, the press did not require any operator intervention to maintain normal operation.

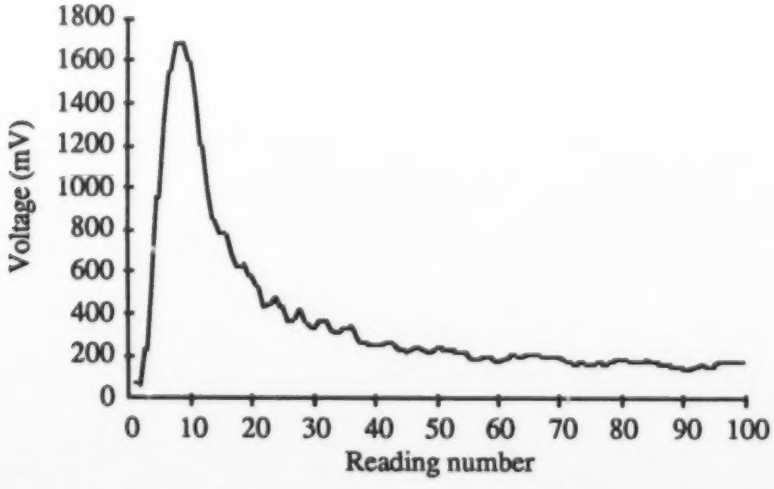



FIGURE 11: TYPICAL DATA FROM THE MEASURING HEAD

Figure 13 shows another case where an artificial change in dewaterability was induced in the opposite direction. The system was brought to steady state with detergent being added at the rate

of 1.0 L/min. After approximately 10 minutes the detergent flow was reduced to 0.2 L/min. The sludge became correspondingly easier to dewater and the polymer demand dropped by about 20%. This is a condition which the operator would often not catch since there is no decrease in the performance of the belt. In this situation the decrease in the polymer demand represents direct savings in polymer costs.

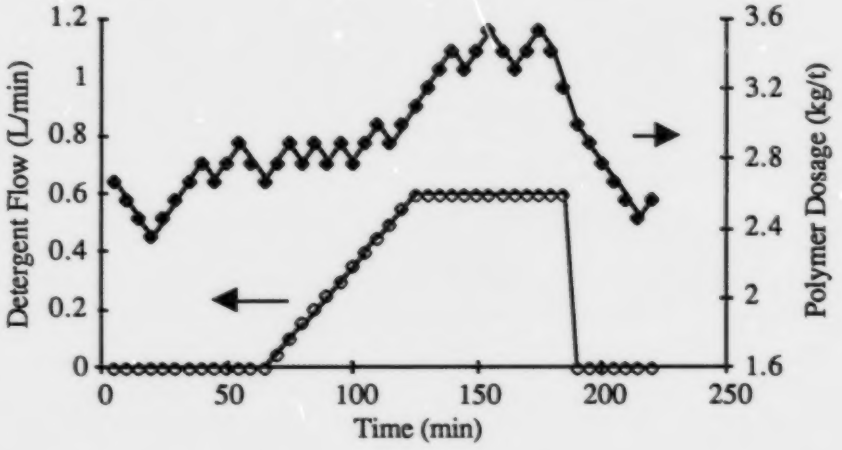



FIGURE 12: SIMULATED DEWATERABILITY CHANGE BY INCREASING DETERGENT ADDITION

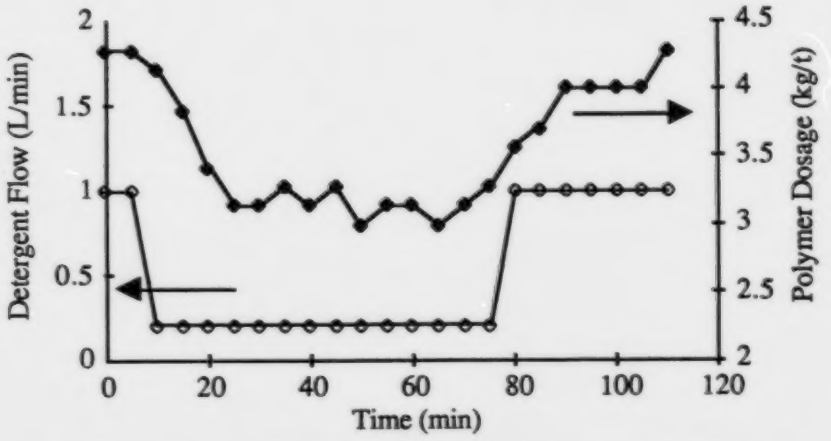



FIGURE 13: SIMULATED DEWATERABILITY CHANGE BY DECREASING DETERGENT ADDITION

## CONCLUSIONS

The Zenon SCC represents a self-contained controller capable of serving up to four dewatering units. Preliminary results indicate that the SCC responds to artificially induced changes in sludge dewaterability in a similar manner to that demonstrated by the WTC system in the earlier program phases. The commercial prototype controller is currently being demonstrated at full scale in a municipal plant. Data on system economics and operational reliability should be available by the end of 1986.

## REFERENCES

Campbell, H.W., R.J. Rush and R. Tew (1978). "Sludge Dewatering Design Manual", Canada-Ontario Agreement Research Report No. 72.

Campbell, H.W., and P.J. Crescuolo (1982). "The Use of Rheology for Sludge Characterization", Water Science Technology, Vol. 14 Capetown, pp. 475-489.

Campbell, H.W., and P.J. Crescuolo (1983). "Assessment of Sludge Conditionability Using Rheological Properties", presented at an EEC Workshop on Methods of Characterization of Sewage Sludge, Dublin, Ireland.

Campbell, H.W., and P.J. Crescuolo (1985). "Automatic Control of POlymer Addition for Sludge Conditioning", presented at the IAWPRC Conference on Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Houston, Texas.